

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Мікульонок І. О.

**МЕХАНІЧНІ ТА ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ,
АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ**
Практикум

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для здобувачів ступеня бакалавра
за спеціальностями 131 Прикладна механіка, 133 Галузеве машинобудування*

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2021

УДК 66.02 (075.8)
ББК 35.11я73
М59

Рецензент: *Андрєєв І. А.*, канд. техн. наук, доц.

Відповідальний
редактор *Карвацький А. Я.*, д-р техн. наук, проф., с.н.с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 7 від 13.05.2021 р.)
за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету (протокол № 3 від 29.03.2021 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

Мікульонок Ігор Олегович, д-р техн. наук, проф., с.н.с.

МЕХАНІЧНІ ТА ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

Практикум

Механічні та гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології: Практикум [Електронний ресурс] : навч. посіб. для здобувачів ступеня бакалавра за спеціальностями 131 Прикладна механіка, 133 Галузеве машинобудування / І. О. Мікульонок ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Електронні текстові дані (1 файл: 3,31 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. – 174 с.

Призначення посібника – закріпити й поглибити теоретичний матеріал з механічних та гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології. Особливістю посібника є систематизація теоретичного навчального матеріалу з метою підвищення рівня його засвоєння, набуття навичок з розрахунку механічних і гідромеханічних процесів та обладнання, а також їх аналізу.

Посібник містить методики та приклади розрахунку двадцяти восьми найбільш показових процесів та обладнання хімічної технології: п'ятнадцяти механічних і тринадцяти гідромеханічних. Для якісного виконання самоконтролю студентів з вивчення теоретичного і практичного навчального матеріалу до кожного із завдань запропоновано питання для самоконтролю. Наприкінці посібника наведено список рекомендованих навчально-методичних матеріалів.

© І. О. Мікульонок, 2021
© КПІ ім. Ігоря Сікорського (ІХФ), 2021

ВСТУП

Під час виконання завдань з практикуму з дисципліни «Процеси, апарати і машини галузі» студент має виявити здібність до самостійного вирішення питання проєктування обладнання, а також знання новітніх досягнень науки й техніки та вміти практично оцінити можливість оригінальних технічних і конструктивних рішень.

Дисципліна «Процеси, апарати і машини галузі» викладається для здобувачів ступеня бакалавра за спеціальностями 131 Прикладна механіка, 133 Галузеве машинобудування на 3-му і 4-му курсах протягом 6, 7 і 8-го навчальних семестрів і належить до циклу дисциплін професійної та практичної підготовки.

У дисципліні «Процеси, апарати і машини галузі» вивчається теорія основних процесів, принципи побудови й методи розрахунків машин та апаратів, які використовуються для проведення цих процесів. Аналіз закономірностей проходження основних процесів і розробка узагальнених методів розрахунків апаратів і машин проводиться на основі фундаментальних законів фізики, хімії, механіки, термодинаміки, економіки та інших наук.

Ця інженерна дисципліна є важливим розділом теоретичних основ хімічної технології. У той же час, це складова частина комплексу дисциплін, які висвітлюють різні аспекти хімічної технології як науки, та її закономірності можуть бути використані під час розробки найефективніших з техніко-економічної точки зору процесів різноманітних хімічних машин та апаратів.

Метою навчального посібника «Механічні та гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум» є закріплення та поглиблення студентами теоретичного програмного матеріалу, набуття ними навичок розрахунків механічних і гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології та підготовка фахівця, який має *компетенцію*: здатність робити обґрунтований вибір обладнання для реалізації механічних і гідромеханічних процесів та виконувати їх параметричні розрахунки

Завданнями навчального посібника «Механічні та гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум» є формування в майбутнього фахівця такої системи:

знань: процесів та обладнання для дроблення й подрібнення твердих матеріалів, грохочення та класифікування, змішування, транспортування та живлення (дозування) сипких матеріалів, а також процесів та обладнання для розділення рідких і газових неоднорідних систем, перемішування рідких середовищ та псевдозрідження сипких матеріалів;

умінь: користуючись відповідними методиками та довідковими даними, здійснювати параметричні розрахунки обладнання для дроблення й подрібнення твердих матеріалів, грохочення та класифікування сипких матеріалів, а

також змішування, транспортування та живлення (дозування) сипких матеріалів, а також обладнання для розділення рідких і газових неоднорідних систем, перемішування рідких середовищ та псевдозрідження сипких матеріалів.

Основні етапи виконання кожного практичного завдання – вивчення й закріплення теорії, методики розрахунку механічних та гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології, розв’язок прикладу за запропонованою методикою та виконання індивідуального завдання за варіантом, який видається викладачем.

Для самоконтролю студентів запропоновані контрольні питання за вивченим матеріалом.

1. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

1.1. Визначення параметрів процесу дроблення (подрібнення)

1.1.1. Основні параметри процесу дроблення (подрібнення) твердих матеріалів

Дроблення й подрібнення – це процеси поділу твердого тіла на частини шляхом прикладення зовнішніх сил, при якому перемагаються сили міжмолекулярної взаємодії в подрібнюваному тілі та утворюються нові поверхні.

Дроблення – це процес зменшення розмірів грудок мінеральної сировини та продуктів її переробки методами роздавлювання, розколювання, стирання, удару та їх поєднанням, а *подрібнення* – процес зменшення розмірів кусків мінеральної сировини для одержання зерен розміром 5 мм і менше під дією зовнішніх механічних зусиль.

На практиці застосовують такі методи руйнування: для дроблення – роздавлювання, розколювання, стирання, удар та їх поєднання, а для подрібнення, крім того, злом і зріз. Для м'яких матеріалів також застосовують розрізання, розпилювання, зсув і стругання (рис. 1.1).

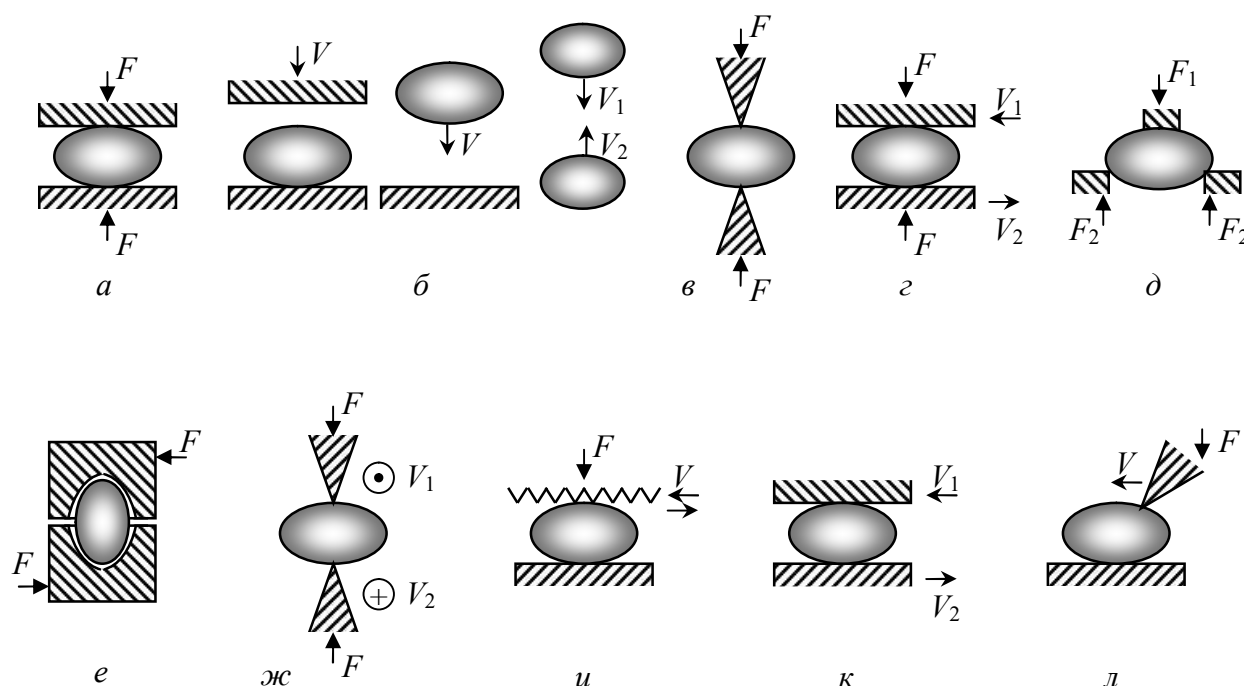


Рис. 1.1. Методи дроблення й подрібнення: а – роздавлювання; б – удар (стиснений і вільний); в – розколювання; г – стирання; д – злом; е – зріз; ж – розрізання; и – розпилювання; к – зсув; л – стругання (F – зусилля; V – швидкість)

Процес дроблення (подрібнення) характеризується *ступенем дроблення (подрібнення)** i , тобто відношенням середнього розміру грудки (зерна) твердого матеріалу перед дробленням (подрібненням) D до середнього розміру грудки (зерна) того самого матеріалу після дроблення (подрібнення) d

$$i = \frac{D}{d}, \quad (1.1)$$

а також *об'ємним ступенем подрібнення*

$$i_o = i^3 = \left(\frac{D}{d}\right)^3. \quad (1.2)$$

Середній розмір грудки (зерна) визначають як середнє арифметичне або середнє геометричне трьох характерних розмірів a , b і c грудки (зерна)

$$d = \frac{a + b + c}{3} \text{ або } d = \sqrt[3]{abc}. \quad (1.3)$$

Грудки (зерна) вихідного матеріалу та грудки (зерна), одержані в результаті подрібнення, не мають правильної форми, тому на практиці їхні середні розміри D і d характеризуються розміром отворів сит, крізь які просіюють твердий сипкий матеріал до й після подрібнення.

Після цього в кожній з n фракцій визначають її середній розмір d_i як півсуму мінімального d_{\min} і максимального d_{\max} розмірів грудок (зерен) у цій фракції

$$d_i = \frac{d_{\min} + d_{\max}}{2}, \quad (1.4)$$

а потім визначають середній розмір грудок (зерен) у суміші

$$d_{\text{сеп}} = \frac{d_1 \bar{x}_1 + d_2 \bar{x}_2 + \dots + d_n \bar{x}_n}{\bar{x}_1 + \bar{x}_2 + \dots + \bar{x}_n}, \quad (1.5)$$

де \bar{x}_i – масова частка i -ї фракції в суміші.

* Цей показник іноді також називають лінійним ступенем дроблення (подрібнення).

1.1.2. Розрахунок ступеня дроблення (подрібнення) твердого матеріалу

Мета розрахунку – визначення ступеня дроблення (подрібнення) полідисперсного сипкого матеріалу.

Позначення вихідних величин

A, B, C – три характерні розміри грудок (зерен) вихідного матеріалу, м;
 a, b, c – три характерні розміри грудок (зерен) подрібненого продукту, м;
 D – середній розмір грудок вихідного матеріалу, м;
 d – середній розмір грудок подрібненого продукту, м;
 $D_{\text{сер}}$ – середній розмір грудок вихідного матеріалу з урахуванням мінімального й максимального розмірів його грудок (зерен), м;
 $d_{\text{сер}}$ – середній розмір грудок подрібненого продукту з урахуванням мінімального й максимального розмірів його грудок (зерен), м;
 i – ступінь дроблення (подрібнення);
 $K_{\text{min}}, K_{\text{max}}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) вихідного матеріалу, %;
 $k_{\text{min}}, k_{\text{max}}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) подрібненого продукту, %;
 l – кількість фракцій у вихідному матеріалі;
 n – кількість фракцій у подрібненому продукті.

Порядок розрахунку

1. Середній розмір грудок l -ї фракції ($l = \overline{1, n}$) вихідного матеріалу, м:
а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудок (зерен) i -ї фракції вихідного матеріалу

$$D'_l = \frac{A_l + B_l + C_l}{3},$$

де A_l, B_l, C_l – три характерні розміри грудок (зерен) l -ї фракції вихідного матеріалу, м;

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудок (зерен) l -ї фракції вихідного матеріалу

$$D''_l = \sqrt[3]{A_l B_l C_l}.$$

Відхилення між визначеними середнім арифметичним і середнім геометричним, %

$$\Delta = \frac{|D'_l - D''_l|}{D'_l} 100.$$

Якщо $\Delta < 10\%$, то можна прийняти, що $D_l = D'_l$, інакше $D_l = \frac{D'_l + D''_l}{2}$.

2. Середній розмір грудок l -ї фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній, м

$$D_l = \frac{D_{l \min} + D_{l \max}}{2} = \frac{D_l K_{l \min} + D_l K_{l \max}}{2},$$

де $K_{l \min}$ і $K_{l \max}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) в l -ї фракції (відсоток від середнього розміру грудки l -ї фракції).

3. Середній розмір грудок вихідного матеріалу, м

$$D_{\text{сер}} = \frac{\sum_{l=1}^n D_l \bar{x}_l}{\sum_{l=1}^n \bar{x}_l},$$

де \bar{x}_l – масова частка l -ї фракції у вихідному матеріалі.

4. Середній розмір грудок j -ї фракції ($j = \overline{1, m}$) одержаного продукту, м:

а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудок (зерен) j -ї фракції продукту

$$d'_j = \frac{a_j + b_j + c_j}{3},$$

де a_j, b_j, c_j – три характерні розміри грудок (зерен) j -ї фракції продукту, м.

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудок (зерен) j -ї фракції вихідного матеріалу

$$d''_j = \sqrt[3]{a_j b_j c_j}.$$

Відхилення між визначеними середнім арифметичним і середнім геометричним, %

$$\delta = \frac{|d'_j - d''_j|}{d'_j} 100.$$

Якщо $\delta < 10\%$, то можна прийняти, що $d_j = d'_j$, інакше $d_j = (d'_j + d''_j)/2$.

5. Середній розмір грудок j -ї фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній, м

$$d_j = \frac{d_{j \min} + d_{j \max}}{2} = \frac{d_j k_{j \min} + d_j k_{j \max}}{2},$$

де $k_{j \min}$ і $k_{j \max}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) в продукті (відсоток від середнього розміру грудки продукту).

6. Середній розмір грудок вихідного матеріалу, м

$$d_{\text{сер}} = \frac{\sum_{j=1}^m d_j \bar{x}_j}{\sum_{j=1}^m \bar{x}_j},$$

де \bar{x}_j – масова частка j -ї фракції у вихідному матеріалі.

7. Ступінь дроблення

$$i = \frac{D_{\text{сер}}}{d_{\text{сер}}}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити ступінь дроблення (подрібнення) сипкого полідисперсного матеріалу. Параметри вихідного матеріалу, що підлягає дробленню (подрібненню): кількість фракцій – n ; масова частка l -ї ($l = \overline{1, n}$) фракції в суміші – \bar{x}_l ; характерні розміри грудок (зерен) – A , B і C , мм; мінімальний розмір грудок (зерен) у фракції становить K_{\min} (%) від середнього розміру грудки, а максимальний – K_{\max} (%). Параметри продукту, одержаного в результаті дроблення (подрібнення): кількість фракцій – одна; характерні розміри грудок (зерен) – a , b і c , мм; мінімальний розмір грудок (зерен) у фракції становить k_{\min} (%) від середнього розміру грудки, а максимальний – k_{\max} (%) (табл. 1.1).

Таблиця 1.1. Вихідні дані для розрахунку ступеня дроблення полідисперсного сипкого матеріалу

Варі- ант	A_1 , мм	B_1 , мм	C_1 , мм	A_2 , мм	B_2 , мм	C_2 , мм	\bar{x}_1	\bar{x}_2	K_{\max} , %	K_{\min} , %	Варі- ант	a , мм	b , мм	c , мм	k_{\max} , %	k_{\min} , %
1	100	90	80	110	90	80	0,10	0,90	102	93	1	60	50	40	103	94
2	90	80	70	95	80	70	0,25	0,75	103	94	2	50	40	40	104	95
3	80	70	60	85	70	60	0,30	0,70	104	95	3	45	40	30	105	96
4	70	60	50	75	60	50	0,35	0,65	105	96	4	40	40	30	106	97
5	60	50	40	65	50	40	0,40	0,60	106	97	5	35	30	30	107	98
6	50	40	40	55	40	40	0,45	0,55	107	98	6	30	30	25	108	90
7	45	40	30	40	40	30	0,50	0,50	108	90	7	25	25	20	109	91
8	40	40	30	45	40	30	0,55	0,45	109	91	8	20	15	25	110	92
9	35	30	30	30	30	30	0,60	0,40	110	92	9	15	15	10	101	99
0	30	30	25	35	30	25	0,65	0,35	101	99	0	10	15	15	102	93

Приклад розрахунку ступеня дроблення твердих матеріалів

Визначити ступінь дроблення сипкого полідисперсного матеріалу. Параметри вихідного матеріалу, що підлягає дробленню: кількість фракцій – $n = 2$; масова частка l -ї ($l = \overline{1, n}$) фракції в суміші – $\bar{x}_1 = 0,2$, $\bar{x}_2 = 0,8$; характерні розміри грудок: першої фракції – $A_1 = 100$ мм, $B_1 = 80$ мм, $C_1 = 80$ мм, другої фракції – $A_2 = 90$ мм, $B_2 = 70$ мм, $C_2 = 75$ мм; мінімальний розмір грудок у фракціях становить $K_{\min} = 95\%$ від середнього розміру грудки у фракції, а максимальний – $K_{\max} = 102\%$. Параметри продукту, одержаного в результаті дроблення: кількість фракцій – одна; характерні розміри грудок – $a = 50$ мм, $b = 30$ мм, $c = 45$ мм; мінімальний розмір грудок у продукті становить $k_{\min} = 98\%$ від середнього розміру грудки, а максимальний – $k_{\max} = 101\%$.

Розрахунок

1. Середній розмір грудки першої фракції вихідного матеріалу:

а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудки вихідного матеріалу

$$D'_1 = \frac{A_1 + B_1 + C_1}{3} = \frac{0,1 + 0,08 + 0,08}{3} = 0,0867 \text{ м};$$

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудки вихідного матеріалу

$$D'' = \sqrt[3]{A_1 B_1 C_1} = \sqrt[3]{0,1 \cdot 0,08 \cdot 0,08} = 0,0864 \text{ м}.$$

Оскільки відхилення між середнім арифметичним і середнім геометричним незначна: $\Delta = \frac{|D' - D''|}{D'} 100\% = \frac{|0,0867 - 0,0864|}{0,0867} 100\% = 3,46\% < 10\%$, то надалі проводимо розрахунок лише для $D_1 = D'_1 = 0,0867$ м.

2. Середній розмір грудки другої фракції вихідного матеріалу:

$$D_2 = \frac{A_2 + B_2 + C_2}{3} = \frac{0,09 + 0,07 + 0,075}{3} = 0,0783 \text{ мм}.$$

3. Середній розмір грудок першої фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній:

$$\begin{aligned} D_1 &= \frac{D_{1\min} + D_{1\max}}{2} = \frac{D_1 K_{\min} + D_1 K_{\max}}{2} = \\ &= \frac{0,0867 \cdot 0,95 + 0,0867 \cdot 1,02}{2} = 0,0832 \text{ м}. \end{aligned}$$

4. Середній розмір грудок другої фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній:

$$D_2 = \frac{D_{2\min} + D_{2\max}}{2} = \frac{D_2 K_{\min} + D_2 K_{\max}}{2} = \\ = \frac{0,0783 \cdot 0,95 + 0,0783 \cdot 1,02}{2} = 0,0771 \text{ м.}$$

5. Середній розмір грудок вихідного матеріалу

$$D_{\text{сер}} = \frac{D_1 \bar{x}_1 + D_2 \bar{x}_2}{\bar{x}_1 + \bar{x}_2} = \frac{0,0832 \cdot 0,2 + 0,0771 \cdot 0,8}{0,2 + 0,8} = 0,0783 \text{ м.}$$

6. Середній розмір грудки продукту:

$$d = \frac{a + b + c}{3} = \frac{0,05 + 0,03 + 0,045}{3} = 0,0417 \text{ м.}$$

7. Середній розмір грудок продукту з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ньому:

$$d_{\text{сер}} = d = \frac{d_{\min} + d_{\max}}{2} = \frac{dk_{\min} + dk_{\max}}{2} = \\ = \frac{0,0417 \cdot 0,98 + 0,0417 \cdot 1,01}{2} = 0,0415 \text{ м.}$$

8. Ступінь дроблення

$$i = \frac{D_{\text{сер}}}{d_{\text{сер}}} = \frac{0,0783}{0,0415} = 1,89.$$

Висновок

Ступінь дроблення сипкого полідисперсного матеріалу становить 1,89.

1.1.3. Розрахунок середнього розміру грудок (зерен) подрібненого матеріалу

Мета розрахунку – визначення середнього розміру грудок (зерен) подрібненого матеріалу.

Позначення вихідних величин

A, B, C – три характерні розміри грудок (зерен) вихідного матеріалу, м;
 a, b, c – три характерні розміри грудок (зерен) подрібненого продукту, м;
 D – середній розмір грудок вихідного матеріалу, м;
 d – середній розмір грудок подрібненого продукту, м;
 $D_{\text{сер}}$ – середній розмір грудок вихідного матеріалу з урахуванням мінімального й максимального розмірів його грудок (зерен), м;
 $d_{\text{сер}}$ – середній розмір грудок подрібненого продукту з урахуванням мінімального й максимального розмірів його грудок (зерен), м;
 i – ступінь дроблення (подрібнення);
 $K_{\text{min}}, K_{\text{max}}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) вихідного матеріалу, %;
 $k_{\text{min}}, k_{\text{max}}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) подрібненого продукту, %;
 l – кількість фракцій у вихідному матеріалі;
 n – кількість фракцій у подрібненому продукті.

Порядок розрахунку

1. Середній розмір грудок l -ї фракції ($l = \overline{1, n}$) вихідного матеріалу, м:

а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудок (зерен) i -ї фракції вихідного матеріалу

$$D'_l = \frac{A_l + B_l + C_l}{3},$$

де A_l, B_l, C_l – три характерні розміри грудок (зерен) l -ї фракції вихідного матеріалу, м;

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудок (зерен) l -ї фракції вихідного матеріалу

$$D''_l = \sqrt[3]{A_l B_l C_l}.$$

Відхилення між визначеними середнім арифметичним і середнім геометричним, %

$$\Delta = \frac{|D'_l - D''_l|}{D'_l} 100.$$

Якщо $\Delta < 10\%$, то можна прийняти, що $D_l = D'_l$, інакше $D_l = (D'_l + D'')/2$.

2. Середній розмір грудок l -ї фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній, м

$$D_l = \frac{D_{l\min} + D_{l\max}}{2} = \frac{D_l K_{l\min} + D_l K_{l\max}}{2},$$

де $K_{l\min}$ і $K_{l\max}$ – мінімальний і максимальний розміри грудок (зерен) в l -ї фракції (відсоток від середнього розміру грудки l -ї фракції).

3. Середній розмір грудок вихідного матеріалу, м

$$D_{\text{сеп}} = \frac{\sum_{l=1}^n D_l \bar{x}_l}{\sum_{l=1}^n \bar{x}_l},$$

де \bar{x}_{li} – масова частка l -ї фракції у вихідному матеріалі.

4. Середній розмір грудки подрібненого матеріалу, м

$$d_{\text{сеп}} = \frac{D_{\text{сеп}}}{i}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити середній розмір грудок (зерен) подрібненого матеріалу. Параметри вихідного матеріалу, що підлягає дробленню: кількість фракцій – n ; масова частка l -ї ($l = \overline{1, n}$) фракції в суміші – \bar{x}_i ; характерні розміри грудок: l -ї фракції – A_l, B_l, C_l , мм; мінімальний розмір грудок в l -й фракції становить $K_{j\min}$ від середнього розміру грудки в цій фракції (%), а максимальний – $K_{j\max}$ (%). Ступінь дроблення i (табл. 1.2).

Таблиця 1.2. Вихідні дані для розрахунку середнього розміру грудок (зерен) подрібненого матеріалу

Варі- ант	A_1 , мм	B_1 , мм	C_1 , мм	A_2 , мм	B_2 , мм	C_2 , мм	\bar{x}_1	\bar{x}_2	$K_{1\max}$, %	$K_{1\min}$, %	Варі- ант	i	$K_{2\max}$, %	$K_{2\min}$, %
1	50	40	40	55	40	40	0,45	0,55	107	98	1	2,0	103	94
2	45	40	30	40	40	30	0,50	0,50	108	90	2	2,5	104	95
3	40	40	30	45	40	30	0,55	0,45	109	91	3	3,0	105	96
4	35	30	30	30	30	30	0,60	0,40	110	92	4	3,5	106	97
5	30	30	25	35	30	25	0,65	0,35	101	99	5	4,0	107	98
6	100	90	80	110	90	80	0,10	0,90	102	93	6	4,5	108	90
7	90	80	70	95	80	70	0,25	0,75	103	94	7	5,0	109	91
8	80	70	60	85	70	60	0,30	0,70	104	95	8	5,5	110	92
9	70	60	50	75	60	50	0,35	0,65	105	96	9	6,0	101	99
0	60	50	40	65	50	40	0,40	0,60	106	97	0	6,5	102	93

Приклад розрахунку середнього розміру грудок (зерен) подрібненого матеріалу

Визначити середній розмір грудок (зерен) подрібненого матеріалу. Параметри вихідного матеріалу, що підлягає дробленню: кількість фракцій – $n = 2$; масова частка l -ї ($l = \overline{1, n}$) фракції в суміші – $\bar{x}_1 = 0,2$, $\bar{x}_2 = 0,8$; характерні розміри грудок: першої фракції – $A_1 = 100$ мм, $B_1 = 80$ мм, $C_1 = 80$ мм, другої фракції – $A_2 = 90$ мм, $B_2 = 70$ мм, $C_2 = 75$ мм; мінімальний розмір грудок у першій фракції становить $K_{1\min} = 95\%$ від середнього розміру грудки в цій фракції, а максимальний – $K_{1\max} = 102\%$; мінімальний розмір грудок у другій фракції становить $K_{2\min} = 90\%$ від середнього розміру грудки в цій фракції, а максимальний – $K_{2\max} = 105\%$. Ступінь дроблення $i = 3$.

Розрахунок

1. Середній розмір грудки першої фракції вихідного матеріалу:

а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудки вихідного матеріалу

$$D'_1 = \frac{A_1 + B_1 + C_1}{3} = \frac{0,1 + 0,08 + 0,08}{3} = 0,0867 \text{ м};$$

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудки вихідного матеріалу

$$D'' = \sqrt[3]{A_1 B_1 C_1} = \sqrt[3]{0,1 \cdot 0,08 \cdot 0,08} = 0,0864 \text{ м}.$$

Оскільки відхилення між середнім арифметичним і середнім геометричним незначна: $\Delta = \frac{|D' - D''|}{D'} 100 = \frac{|0,0867 - 0,0864|}{0,0867} 100 = 3,46\% < 10\%$, то надалі проводимо розрахунок лише для $D_1 = D'_1 = 0,0867$ м.

2. Середній розмір грудки другої фракції вихідного матеріалу:

$$D_2 = \frac{A_2 + B_2 + C_2}{3} = \frac{0,09 + 0,07 + 0,075}{3} = 0,0783 \text{ мм}.$$

3. Середній розмір грудок першої фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній

$$\begin{aligned} D_1 &= \frac{D_{1\min} + D_{1\max}}{2} = \frac{D_1 K_{1\min} + D_1 K_{1\max}}{2} = \\ &= \frac{0,0867 \cdot 0,95 + 0,0867 \cdot 1,02}{2} = 0,0832 \text{ м}. \end{aligned}$$

4. Середній розмір грудок другої фракції вихідного матеріалу з урахуванням мінімального і максимального розмірів грудок у ній

$$D_2 = \frac{D_{2\min} + D_{2\max}}{2} = \frac{D_2 K_{2\min} + D_2 K_{2\max}}{2} = \\ = \frac{0,0783 \cdot 0,90 + 0,0783 \cdot 1,05}{2} = 0,0763 \text{ м.}$$

5. Середній розмір грудок вихідного матеріалу

$$D_{\text{сер}} = \frac{D_1 \bar{x}_1 + D_2 \bar{x}_2}{\bar{x}_1 + \bar{x}_2} = \frac{0,0832 \cdot 0,2 + 0,0763 \cdot 0,8}{0,2 + 0,8} = 0,0777 \text{ м.}$$

6. Середній розмір грудки подрібненого матеріалу

$$d_{\text{сер}} = \frac{D_{\text{сер}}}{i} = \frac{0,0777}{3} = 0,0259 \text{ м.}$$

Висновок

Середній розмір грудок подрібненого матеріалу становить 0,0259 м.

1.1.4. Розрахунок еквівалентного діаметра грудки (зерна) твердого матеріалу правильної геометричної форми

На практиці крім середнього розміру грудки (зерна).сипкого матеріалу іноді потрібно визначити її (його) еквівалентний діаметр, тобто діаметр кулі, об'єм якої дорівнює об'єму грудки (зерна).сипкого матеріалу. Зокрема значення еквівалентного діаметра грудки (зерна) застосовують у розрахунках масообмінних процесів та апаратів хімічної технології.

Мета розрахунку – визначення еквівалентного діаметра грудки (зерна) твердого матеріалу правильної геометричної форми та його порівняння із середнім розміром грудки (зерна).

Позначення вихідних величин

A, B, C – три характерні розміри грудки (зерна), м;

$d_{\text{екв}}$ – еквівалентний діаметр грудки (зерна), м;

$d_{\text{сер}}$ – середній розмір грудки (зерна), м;

V – об'єм грудки (зерна), м.

Порядок розрахунку

1. Еквівалентний діаметр грудки (зерна), м

$$d_{\text{екв}} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}},$$

де V – об'єм грудки (зерна), м³.

Нижче наведено залежності для визначення об'ємів (м³) і трьох характерних розмірів грудки (зерна) (м) тіл правильної геометричної форми:

а) куб:

– об'єм

$$V = a^3,$$

де a – ребро куба, м;

– характерні розміри:

$$A = a; B = a; C = a;$$

б) прямокутний паралелепіпед:

– об'єм

$$V = abc,$$

де a, b, c – ребра прямокутного паралелепіпеда, м;

– характерні розміри:

$$A = a; B = b; C = c;$$

в) правильна піраміда:

– об'єм

$$V = \frac{Fh}{3},$$

де F і h – площа основи (м^2) і висота (м) правильної піраміди;

– характерні розміри:

$$A = f(\text{форма основи}); A = f(\text{форма основи}); C = h;$$

г) правильна пряма призма:

– об'єм

$$V = Fh,$$

де F і h – площа основи (м^2) і висота (м) правильної прямої призми;

– характерні розміри:

$$A = f(\text{форма основи}); A = f(\text{форма основи}); C = h;$$

д) коловий прямий циліндр:

– об'єм

$$V = \frac{\pi d^2}{4} h,$$

де d і h – діаметр основи та висота прямого кругового циліндра, м;

– характерні розміри:

$$A = d; B = d; C = h;$$

е) коловий прямий конус:

– об'єм

$$V = \frac{\pi d^2}{12} h,$$

де d і h – діаметр основи та висота прямого кругового циліндра, м;

– характерні розміри:

$$A = d; B = d; C = h;$$

ж) тетраедр (правильний чотиригранник, поверхню якого утворено однаковими правильними трикутниками)

– об'єм

$$V = \frac{\sqrt{2}}{12} a^3,$$

де a – ребро тетраедра, м.

– характерні розміри:

$$A = a; B = \frac{\sqrt{3}}{2} a; C = \frac{\sqrt{6}}{3} a;$$

и) октаедр (правильний восьмигранник, поверхню якого утворено однаковими правильними трикутниками)
– об'єм

$$V = \frac{\sqrt{2}}{3} a^3,$$

де a – ребро октаедра, м.
– характерні розміри:

$$A = a; B = a; C = \sqrt{2}a.$$

2. Середній розмір грудки (зерна), м:

а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудки (зерна)

$$d'_{\text{сер}} = \frac{A + B + C}{3},$$

де A, B, C – три характерні розміри грудки (зерна), м;

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудки (зерна)

$$d''_{\text{сер}} = \sqrt[3]{ABC}.$$

3. Відхилення між визначеними еквівалентним діаметром і середнім розміром грудки (зерна), %:

– між еквівалентним діаметром і середнім арифметичним значенням розміру

$$\Delta' = \frac{|d_{\text{екв}} - d'_{\text{сер}}|}{d_{\text{екв}}} 100;$$

– між еквівалентним діаметром і середнім геометричним значенням розміру

$$\Delta'' = \frac{|d_{\text{екв}} - d''_{\text{сер}}|}{d_{\text{екв}}} 100.$$

Завдання для розрахунку

Визначити еквівалентний діаметр грудки (зерна) певної правильної геометричної форми і порівняти його із середнім розміром цієї грудки (зерна) (табл. 1.3).

Таблиця 1.3. Вихідні дані для розрахунку еквівалентного діаметра грудки (зерна) твердого матеріалу правильної геометричної форми

Варіант	Форма	Варіант	a (d) мм	Варіант	b , мм	c , мм	Варіант	h , мм
1	Куб	1	20	1	40	40	1	80
2	Прямокутний паралелепіпед	2	25	2	40	30	2	70
3	Правильна трикутна піраміда	3	30	3	40	35	3	60
4	Правильна чотирикутна піраміда	4	35	4	30	30	4	50
5	Правильна трикутна пряма призма	5	40	5	30	25	5	40
6	Правильна чотирикутна пряма призма	6	45	6	90	80	6	30
7	Коловий прямий циліндр	7	50	7	80	70	7	35
8	Коловий прямий конус	8	55	8	70	60	8	30
9	Тетраedr	9	60	9	60	50	9	25
0	Октаedr	0	65	0	—	—	0	—

Приклад розрахунку еквівалентного діаметра грудки (зерна) твердого матеріалу правильної геометричної форми

Визначити еквівалентний діаметр грудки певної правильної геометричної форми і порівняти його із середнім розміром цієї грудки. Форма грудки – правильна чотирикутна пряма призма. Ребро основи призми $a = 20$ мм, висота призми $h = 30$ мм.

Розрахунок

1. Еквівалентний діаметр грудки, м

$$d_{\text{екв}} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 1,2 \cdot 10^{-5}}{\pi}} = 0,0285 \text{ м},$$

де V – об'єм грудки (м^3), який для правильної чотирикутної прямої призми становить

$$V = Fh = a^2 h = 0,02^2 \cdot 0,030 = 1,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3.$$

2. Середній розмір грудки, м:

а) як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудки

$$d'_{\text{сер}} = \frac{A + B + C}{3} = \frac{a + a + h}{3} = \frac{0,02 + 0,02 + 0,03}{3} = 0,0233 \text{ м},$$

де A, B, C – три характерні розміри грудки (зерна), м;

б) як середнє геометричне трьох характерних розмірів грудки

$$d''_{\text{сер}} = \sqrt[3]{ABC} = \sqrt[3]{aah} = \sqrt[3]{0,02 \cdot 0,02 \cdot 0,03} = 0,0229 \text{ м}.$$

3. Відхилення між визначеними еквівалентним діаметром і середнім розміром грудки, %;

– між еквівалентним діаметром і середнім арифметичним значенням розміру

$$\Delta' = \frac{|d_{\text{екв}} - d'_{\text{сер}}|}{d_{\text{екв}}} 100 = \frac{|0,0285 - 0,0233|}{0,0285} 100 = 18,2\%;$$

– між еквівалентним діаметром і середнім геометричним значенням розміру

$$\Delta'' = \frac{|d_{\text{екв}} - d''_{\text{сер}}|}{d_{\text{екв}}} 100 = \frac{|0,0285 - 0,0229|}{0,0285} 100 = 19,6\%.$$

Висновок

Еквівалентний діаметр грудки становить 0,0285 м.

Середній розмір грудки: визначений як середнє арифметичне трьох характерних розмірів грудки становить 0,0233 мм, а визначений як середнє геометричне – 0,029 мм, що істотно (більше ніж на 10%) відрізняється від еквівалентного діаметра.

1.1.5. Питання для самоконтролю

1. Обґрунтуйте значення механічних процесів у хімічній технології.
2. Поясніть терміни «дроблення» й «подрібнення»? Чим вони відрізняються одне від одного?
3. З якою метою дроблять і подрібнюють тверді тіла в хімічній промисловості?
4. Якими методами виконують дроблення й подрібнення твердих тіл?
5. Що таке ступінь дроблення (подрібнення) й об'ємний ступінь дроблення (подрібнення)?
6. Як визначають середній розмір грудок (зерен), а також середній розмір фракції сипкого матеріалу?
7. Наведіть класифікацію дроблення й подрібнення залежно від середнього розміру грудок або зерен подрібненого матеріалу?
8. Сформулюйте гіпотези подрібнення. Поясніть «золоте» правило подрібнення.
9. Обґрунтуйте доцільність багатостадійного дроблення (подрібнення)? Як у цьому разі визначають загальний ступінь дроблення (подрібнення)?
10. Обґрунтуйте доцільність сполучення дроблення й подрібнення з попереднім та контрольним (перевірним) грохоченням і класифікацією?
11. Проаналізуйте різницю між відкритим і замкненим циклами дроблення й подрібнення?
12. Яким чином визначають гранулометричний склад сипкого матеріалу?
13. Що таке ситовий аналіз? Як його проводять?

1.2. Дроблення і подрібнення твердих матеріалів

Дроблення здійснюється в дробарках, подрібнення – у млинах.

Використання твердих матеріалів, подрібнених на куски, грудки або зерна, дає змогу значно інтенсифікувати процеси тепломасообміну, прискорити хімічні реакції, тому що внаслідок дроблення й подрібнення істотно збільшується площа поверхні матеріалу на одиницю об'єму.

Подрібнювання може здійснюватися в одну або кілька стадій.

Щоб одержати готовий продукт з вихідних кусків, грудок або зерен твердого матеріалу можуть бути застосовані як дробарки крупного дроблення, наприклад, щоківі, дробарки середнього дроблення, наприклад, валкові, а також млини, наприклад, кульові.

1.2.1. Розрахунок щокової дробарки

Щоква дробарка – це дробарка (машина для дроблення), дроблення в якій здійснюється стисненням матеріалу між щоками (ДСТУ 2411).

Далі розглянуто щокову дробарку з простим рухом щоки, тобто дробарку, точки рухомої щоки якої рухаються по прямим лініях або по дугах кола, близьких до прямих (рис. 1.2).

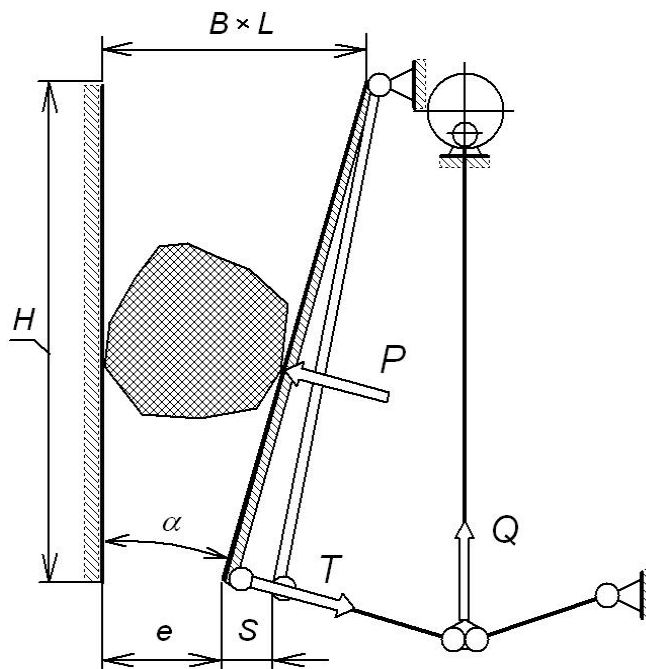


Рис. 1.2. Схема дроблення твердого матеріалу в щоківій дробарці: α – кут захоплення, $^{\circ}$; H – висота камери дроблення, м; B і L – глибина і ширина пащі дробарки, відповідно, м; e – ширина шпальта, м; S – хід щоки, м; P і T – зусилля дроблення і зусилля в передній розпірній плиті, відповідно, Н

Мета розрахунку – визначення потрібної кількості дробарок, потужності їх приводів, а також величини сил, які діють в елементах механізму дробарки.

Позначення вихідних величин

$d_{\text{ТВ}}$ – середній розмір вихідних кусків, м;
 $d_{\text{ТК}}$ – середній розмір подрібнених кусків, м;
 G – масова витрата твердого матеріалу, кг/с;
 $e_{\text{в}}$ – ексцентриситет ексцентрикового вала, м;
 $E_{\text{т}}$ – модуль пружності подрібнюваного матеріалу під час розтягу, Па;
 S – хід щоки, м;
 α – кут захоплення, ...°;
 $\mu_{\text{ТК}}$ – коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу;
 $\rho_{\text{т}}$ – істинна густина матеріалу, кг/м³;
 $\sigma_{\text{ТВ}}^+$ – границя міцності подрібнюваного матеріалу при стиску, Па;
 η – коефіцієнт корисної дії привода.

Порядок розрахунку

1. Ширина шпальта, м

$$e = d_{\text{ТК}} - \frac{S}{2}.$$

2. Розміри паші, м, обираються залежно від середнього розміру вихідних кусків з інтервалів для ширини $B = (1,15 \dots 1,20) d_{\text{ТВ}}$ і довжини $L = [m + (1,15 \dots 1,20)] d_{\text{ТВ}}$, де m – ціле число (зазвичай $m = 1$).

3. Висота нерухомої щоки, м

$$H = \frac{B - e}{\text{tg}\alpha}.$$

4. Ступінь подрібнення

$$i = \frac{d_{\text{ТВ}}}{d_{\text{ТК}}}.$$

5. Частота обертання ексцентрикового вала (кількість подвійних качань щоки), с⁻¹

$$n \leq 1,107 \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha}{S}}.$$

6. Продуктивність однієї дробарки:

– об'ємна, м³/с

$$G_{\text{дV}} = \frac{n L d_{\text{ТК}} S}{\text{tg}\alpha};$$

– масова, кг/с

$$G_{дМ} = \mu_{тк} \rho_{т} G_{дV}.$$

7. Розрахункова кількість дробарок

$$n'_{д} = \frac{G}{G_{дМ}}.$$

Дійсною кількістю дробарок $n_{д}$ є найближче ціле, яке більше, ніж $n'_{д}$.

8. Потужність привода дробарки, Вт

$$N_{д} = 5 \frac{G_{дМ} (\sigma_{тв}^+)^2}{E_{т} \rho_{т} \eta} \lg i.$$

9. Потужність приводів усіх дробарок, Вт

$$N = n_{д} N_{д}.$$

10. Максимальне зусилля дроблення, Н

$$P_{\max} = 3,42 \frac{N_{д} \eta \cos \alpha}{S n}.$$

11. Максимальне зусилля в розпірній плиті, Н

$$T_{\max} = 0,64 P_{\max}.$$

12. Максимальне зусилля в шатуні, Н

$$Q_{\max} = \frac{N_{д} \eta}{n e_{в}}.$$

13. Маховий момент маховика, кг·м²

$$M_{м} = \frac{N_{д} \eta}{2 \pi^2 n^2 \delta},$$

де $\delta = 0,01-0,03$ – ступінь нерівномірності ходу маховика.

14. Середній діаметр обода маховика $D_{м}$ обирають рівним 0,92...3,20 м.

15. Повна маса маховика, кг

$$m_{м} = k_{м} \frac{M_{м}}{D_{м}^2},$$

де $k_{м} = 1,2$ – коефіцієнт, що враховує масу маточини та спиць маховика.

Завдання для розрахунку

Визначити потрібну кількість щоккових дробарок із простим рухом щоки для дроблення G твердого матеріалу, потужність приводів дробарок, а також величини сил, які діють в елементах механізму дробарки. Параметри дробарки: хід щоки S ; кут захоплення α ; коефіцієнт корисної дії привода η ; ексцентриситет ексцентрикового вала e_B . Властивості та характеристики подрібнюваного матеріалу: середній розмір вихідних кусків d_{TB} , подрібнених – d_{TK} ; коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу μ_{TK} ; істинна густина ρ_T ; границя міцності при стиску σ_{TB}^+ ; модуль пружності під час розтягу E_T (табл. 1.4).

Таблиця 1.4. Вихідні дані для розрахунку щоккової дробарки

Варі- ант	Твердий матеріал	G , т/год	d_{TB} , мм	ρ_T , кг/м ³	σ_{TB}^+	$E_T \cdot 10^{-4}$	Варі- ант	d_{TK}	S	e_B	μ_{TK}	α , ...°	η
1	Апатит	100	300	2800	80	3,0	1	100	25	35	0,20	15	0,85
2	Антрацит	120	350	1600	25	0,7	2	140	27	30	0,25	16	0,84
3	Бетон	140	400	2300	300	2,0	3	160	28	25	0,30	17	0,83
4	Гіпс	160	450	2690	70	3,0	4	180	30	20	0,35	18	0,82
5	Граніт	180	500	3300	350	7,0	5	200	32	15	0,40	19	0,81
6	Вапняк високої густини	110	550	3000	250	6,0	6	220	33	35	0,45	20	0,80
7	Вапняк низької густини	130	600	2800	150	4,0	7	110	35	30	0,50	21	0,79
8	Вапняк пористий	150	650	2600	50	2,0	8	130	26	25	0,55	22	0,78
9	Колчедан	170	700	5200	125	3,5	9	150	29	20	0,60	23	0,77
0	Мергель	190	750	2800	100	4,0	0	170	31	15	0,65	24	0,76

Приклад розрахунку щоккової дробарки

Визначити потрібну кількість щоккових дробарок із простим рухом щоки для дроблення $G=190$ т/год мергелю, потужність приводів дробарок, а також величини сил, які діють в елементах механізму дробарки. Параметри дробарки: хід щоки $S=31$ мм; кут захоплення $\alpha=24^\circ$; коефіцієнт корисної дії привода $\eta=0,76$; ексцентриситет ексцентрикового вала $e_B=15$ мм. Властивості та характеристики подрібнюваного матеріалу: середній розмір вихідних кусків $d_{TB}=750$ мм, подрібнених – $d_{TK}=170$ мм; коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу $\mu_{TK}=0,65$; істинна густина $\rho_T=2800$ кг/м³; границя міцності при стиску $\sigma_{TB}^+=100$ МПа; модуль пружності під час розтягу $E_T=4 \cdot 10^4$ МПа.

Розрахунок

1. Ширина шпальта

$$e = d_{\text{тк}} - \frac{S}{2} = 0,17 - \frac{0,031}{2} = 0,155 \text{ м.}$$

2. Вибираємо розміри пащі.

Розрахункове значення ширини пащі

$$B = (1,15 \dots 1,20) d_{\text{тв}} = (1,15 \dots 1,20) \cdot 0,75 = 0,863 \dots 0,900 \text{ м,}$$

вибираємо ширину пащі $B = 0,881 \text{ м.}$

Розрахункове значення довжини пащі

$$L = [1 + (1,15 \dots 1,20)] d_{\text{тв}} = (2,15 \dots 2,20) \cdot 0,75 = 1,61 \dots 1,65 \text{ м,}$$

вибираємо довжину пащі $L = 1,63 \text{ м.}$

3. Висота рухомої щоки

$$H = \frac{B - e}{\text{tg} \alpha} = \frac{0,881 - 0,155}{\text{tg} 24^\circ} = 1,63 \text{ м.}$$

4. Ступінь дроблення

$$i = \frac{d_{\text{тв}}}{d_{\text{тк}}} = \frac{0,75}{0,17} = 4,41.$$

5. Частота обертання ексцентрикового вала (кількість подвійних коливань щоки)

$$n \leq 1,107 \sqrt{\frac{\text{tg} \alpha}{S}} = 1,107 \sqrt{\frac{\text{tg} 24^\circ}{0,031}} = 4,195 \text{ с}^{-1}.$$

6. Продуктивність однієї дробарки:

– об'ємна

$$G_{\text{дV}} = \frac{n L d_{\text{тк}} S}{\text{tg} \alpha} = \frac{4,195 \cdot 1,63 \cdot 0,17 \cdot 0,031}{\text{tg} 24^\circ} = 0,081 \text{ м}^3/\text{с};$$

– масова

$$G_{\text{дM}} = \mu_{\text{тк}} \rho_{\text{т}} G_{\text{дV}} = 0,65 \cdot 2800 \cdot 0,081 = 147 \text{ кг/с.}$$

7. Потрібна кількість дробарок

$$n_{\text{д}}' = \frac{G}{3,6 \cdot G_{\text{дM}}} = \frac{190}{3,6 \cdot 147} = 0,36,$$

Остаточню беремо потрібну кількість дробарок $n_{\text{д}} = 1.$

8. Потужність привода дробарки

$$N_{\text{д}} = 5 \frac{G_{\text{дМ}} (\sigma_{\text{ТВ}}^+)^2}{E_{\text{т}} \rho_{\text{т}} \eta} \lg i = 5 \cdot \frac{147 \cdot (100 \cdot 10^6)^2}{4 \cdot 10^{10} \cdot 2800 \cdot 0,76} \cdot \lg 4,41 = 55800 \text{ Вт.}$$

9. Потужність приводів усіх дробарок

$$N = n_{\text{д}} N_{\text{д}} = 1 \cdot 55800 = 55800 \text{ Вт.}$$

10. Максимальне зусилля дроблення

$$P_{\text{max}} = 3,42 \frac{N_{\text{д}} \eta \cos \alpha}{S n} = 3,42 \cdot \frac{55814 \cdot 0,76 \cdot \cos 24^\circ}{0,031 \cdot 4,195} = 1020000 \text{ Н.}$$

11. Максимальне зусилля в розпірній плиті

$$T_{\text{max}} = 0,64 P_{\text{max}} = 0,64 \cdot 1020000 = 662000 \text{ Н.}$$

12. Максимальне зусилля в шатуні

$$Q_{\text{max}} = \frac{N_{\text{д}} \eta}{n e_{\text{в}}} = \frac{55800 \cdot 0,76}{4,195 \cdot 0,015} = 674000 \text{ Н.}$$

13. Маховий момент маховика

$$M_{\text{м}} = \frac{500 N_{\text{д}} \eta}{\pi^2 n^2 \delta} = \frac{500 \cdot 55800 \cdot 0,76}{3,14^2 \cdot 4,195^2 \cdot 0,02} = 6110 \text{ кг} \cdot \text{м}^2,$$

де $\delta = 0,02$ – ступінь нерівномірності ходу маховика.

14. Середній діаметр обода маховика $D_{\text{м}}$ обирають рівним 0,92...3,20 м. Вибираємо $D_{\text{м}} = 2,1$ м.

15. Повна маса маховика

$$m_{\text{м}} = k_{\text{м}} \frac{M_{\text{м}}}{D_{\text{м}}^2} = 1,2 \cdot \frac{6110}{2,1^2} = 1660 \text{ кг,}$$

де $k_{\text{м}} = 1,2$ – коефіцієнт, що враховує масу маточини і спиць маховика.

Висновок

Для дроблення потрібна одна щоква дробарка з простим рухом щоки, потужність приводу усіх дробарки 55,8 кВт.

Маса маховика становить 1660 кг.

Сили, які діють в елементах механізму дробарки:

– максимальне зусилля в розпірній плиті – 0,662 МН;

– максимальне зусилля в шатуні – 0,674 МН.

1.2.2. Розрахунок конусної дробарки крупного дроблення

Конусна дробарка – це дробарка, у якій матеріал дроблять, стискаючи його між поверхнями конусів, розташованих один в одному та протилежно направлених вершинами, внутрішній з яких є обертовим (ДСТУ 2411).

Далі розглянуто конусну дробарку крупного дроблення з підвищеним валом і дробильною головкою (внутрішнім конусом) у вигляді крутого конуса (так звана гіраційна дробарка) (рис. 1.3).

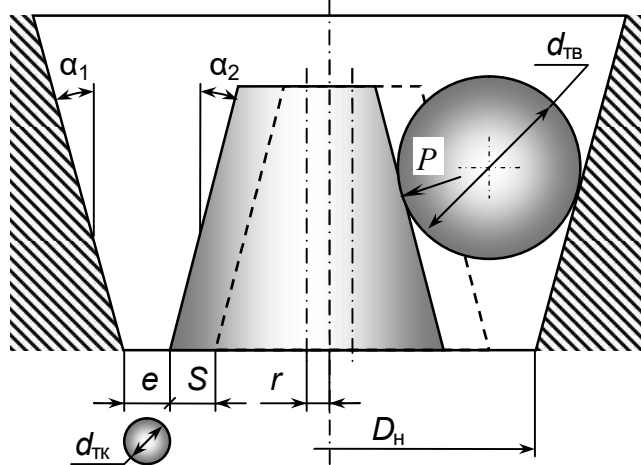


Рис. 1.3. Схема дроблення твердого матеріалу в конусній дробарці крупного дроблення (дробарці з підвищеним валом і дробильною головкою (внутрішнім конусом) у вигляді крутого конуса, або гіраційній дробарці) : α_1 і α_2 – кут між твірною зовнішнього і внутрішнього конуса, а також вертикаллю, відповідно, ...°; r – ексцентриситет вала дробильної головки, м; e – ширина шпальта, м; S – хід щок, м; $D_{\text{Н}}$ – діаметр нижньої основи зовнішнього конуса, м; P – зусилля дроблення, Н

Мета розрахунку – визначення основних конструктивних і технологічних параметрів конусної дробарки крупного дроблення.

Позначення вихідних величин

- $d_{\text{ТВ}}$ – середній розмір вихідних кусків, м;
- $d_{\text{ТК}}$ – середній розмір подрібнених кусків, м;
- $G_{\text{М}}$ – масова витрата твердого матеріалу, кг/с;
- G_{V} – об'ємна витрата твердого матеріалу, м³/с;
- $e_{\text{В}}$ – ексцентриситет вала дробильної головки, м;
- $E_{\text{Т}}$ – модуль пружності подрібнюваного матеріалу під час розтягу, Па;
- P – зусилля дроблення, Н;
- S – хід дробильної головки, м;
- α – кут захоплення, ...°;
- $\mu_{\text{ТК}}$ – коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу;
- $\rho_{\text{Т}}$ – істинна густина матеріалу, кг/м³;

$\sigma_{\text{ТВ}}^+$ – границя міцності подрібнюваного матеріалу при стиску, Па;
 η – коефіцієнт корисної дії привода.

Порядок розрахунку

1. Вибір значення кута захоплення, ...°

Зазвичай кут захоплення конусних дробарок крупного дроблення $\alpha = 21...24^\circ$.

2. Середній розмір подрібнених кусків

$$d_{\text{ТК}} = i d_{\text{ТВ}}.$$

3. Частота обертання ексцентрикового вала (кількість коливань дробильної головки), с^{-1}

$$n \leq (0,706...0,745) \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha_1 + \text{tg}\alpha_2}{r}}.$$

4. Розміри робочої камери, м:

– ширина кільцевого завантажувального отвору обирається залежно від середнього розміру вихідних кусків з інтервалу $B = (1,25...1,33) d_{\text{ТВ}}$;

– мінімальна ширина кільцевого розвантажувального отвору

$$e = d_{\text{ТК}} - r;$$

– висота камери дроблення (висота конусів)

$$H = \frac{B - e - 2r}{\text{ctg}\alpha_1 + \text{ctg}\alpha_2};$$

– діаметр нижньої основи зовнішнього конуса

$$D_{\text{Н}} = \frac{G_M (\text{tg}\alpha_1 + \text{tg}\alpha_2)}{2\pi(e + r)r\mu_{\text{ТК}}\rho_{\text{Т}}n}.$$

5. Об'ємна продуктивність однієї дробарки, $\text{м}^3/\text{с}$

$$G_V = \frac{G_M}{\mu_{\text{ТК}}\rho_{\text{Т}}}.$$

6. Потужність привода дробарки, Вт

$$N_{\text{д}} = 5 \frac{G_M (\sigma_{\text{ТВ}}^+)^2}{E_{\text{Т}}\rho_{\text{Т}}\eta} \lg i.$$

7. Максимальне зусилля дроблення, Н

$$P_{\text{max}} = \frac{2\pi (\sigma_{\text{ТВ}}^+)^2 d_{\text{ТВ}}^3}{12E_{\text{Т}}r}.$$

8. Складові максимального зусилля дроблення, Н:

– горизонтальна

$$P_{\max \Gamma} = P_{\max} \cos \alpha_2;$$

– вертикальна

$$P_{\max \text{В}} = P_{\max} \sin \alpha_2;$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні конструктивні й технологічні параметри конусної дробарки крупного дроблення для дроблення G твердого матеріалу. Параметри дробарки: коефіцієнт корисної дії привода η ; ексцентриситет вала дробильної головки r , ступінь дроблення i . Властивості та характеристики подрібнюваного матеріалу: середній розмір вихідних кусків $d_{\text{ТВ}}$; коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу $\mu_{\text{ТК}}$; істинна густина $\rho_{\text{Т}}$; границя міцності при стиску $\sigma_{\text{ТВ}}^+$; модуль пружності під час розтягу $E_{\text{Т}}$ (табл. 1.5).

Таблиця 1.5. Вихідні дані для розрахунку конусної дробарки крупного дроблення

Вари- ант	Твердий матеріал	G ,	$d_{\text{ТВ}}$,	$\rho_{\text{Т}}$,	$\sigma_{\text{ТВ}}^+$	$E_{\text{Т}} \cdot 10^{-4}$	Вари- ант	r ,	$\mu_{\text{ТК}}$	i	η
		т/ГОД	мм	кг/м ³	МПа			мм	...	°	
1	Апатит	200	300	2800	80	3,0	1	10	0,20	4,0	0,85
2	Антрацит	220	310	1600	25	0,7	2	11	0,25	4,5	0,84
3	Бетон	140	320	2300	300	2,0	3	12	0,30	5,0	0,83
4	Гіпс	160	330	2690	70	3,0	4	13	0,35	5,5	0,82
5	Граніт	180	340	3300	350	7,0	5	14	0,40	6,0	0,81
6	Вапняк високої густини	210	350	3000	250	6,0	6	15	0,45	6,5	0,80
7	Вапняк низької густини	230	360	2800	150	4,0	7	16	0,50	7,0	0,79
8	Вапняк пористий	150	370	2600	50	2,0	8	17	0,55	7,5	0,78
9	Колчедан	170	380	5200	125	3,5	9	18	0,60	7,7	0,77
0	Мергель	190	390	2800	100	4,0	0	19	0,65	8,0	0,76

Приклад розрахунку конусної дробарки крупного дроблення

Визначити основні конструктивні й технологічні параметри конусної дробарки крупного дроблення для дроблення $G=240$ т/год апатиту. Параметри дробарки: коефіцієнт корисної дії привода $\eta=0,8$; ексцентриситет вала дробильної головки $r=15$ мм, ступінь дроблення $i=5$. Властивості та характеристики подрібнюваного матеріалу: середній розмір вихідних кусків $d_{\text{ТВ}}=380$ мм; коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу $\mu_{\text{ТК}}=0,4$; істинна густина $\rho_{\text{Т}}=2800$ кг/м³; границя міцності при стиску $\sigma_{\text{ТВ}}^+=80$ МПа; модуль пружності під час розтягу $E_{\text{Т}}=3 \cdot 10^4$ МПа.

Розрахунок

1. Вибір значення кута захоплення, ...°

$$\alpha = \alpha_1 + \alpha_2.$$

Зазвичай кут захоплення конусних дробарок крупного дроблення $\alpha = 21...24^\circ$, тому вибираємо $\alpha = 22^\circ$ і відповідно $\alpha_1 = 12^\circ$ і $\alpha_2 = 10^\circ$.

2. Середній розмір подрібнених кусків

$$d_{\text{TK}} = \frac{d_{\text{TB}}}{i} = \frac{0,38}{5} = 0,076 \text{ м.}$$

3. Частота обертання ексцентрикового вала (кількість коливань дробильної головки)

$$n \leq (0,706...0,745) \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha_1 + \text{tg}\alpha_2}{r}} \leq 0,726 \sqrt{\frac{\text{tg}12^\circ + \text{tg}10^\circ}{0,015}} = 3,7 \text{ с}^{-1}.$$

4. Розміри робочої камери:

– ширина кільцевого завантажувального отвору $B = (1,25...1,33) d_{\text{TB}} = 1,29 \cdot 0,38 = 0,49 \text{ м};$

– мінімальна ширина кільцевого розвантажувального отвору

$$e = d_{\text{TK}} - r = 0,076 - 0,015 = 0,061 \text{ м};$$

– висота камери дроблення (висота конусів)

$$H = \frac{B - 2r - e}{\text{tg}\alpha_1 + \text{tg}\alpha_2} = \frac{0,49 - 2 \cdot 0,015 - 0,061}{\text{tg}12^\circ + \text{tg}10^\circ} = 1,03 \text{ м};$$

– діаметр нижньої основи зовнішнього конуса

$$D_{\text{H}} = \frac{G_M (\text{tg}\alpha_1 + \text{tg}\alpha_2)}{2\pi d_{\text{TK}} r \mu_{\text{TK}} \rho_{\text{T}} n} = \frac{66,7 (\text{tg}12^\circ + \text{tg}10^\circ)}{2\pi \cdot 0,076 \cdot 0,015 \cdot 0,4 \cdot 2800 \cdot 3,7} = 0,874 \text{ м},$$

де $G_M = G/3600 = 240 \cdot 1000/3600 = 66,7 \text{ кг/с.}$

5. Об'ємна продуктивність однієї дробарки

$$G_V = \frac{G_M}{\mu_{\text{TK}} \rho_{\text{T}}} = \frac{66,7}{0,4 \cdot 2800} = 0,06 \text{ м}^3/\text{с.}$$

6. Потужність привода дробарки

$$N_{\text{д}} = 5 \frac{G_M (\sigma_{\text{TB}}^+)^2}{E_{\text{T}} \rho_{\text{T}} \eta} \lg i = 5 \frac{66,7 (80 \cdot 10^6)^2}{3 \cdot 10^{10} \cdot 2800 \cdot 0,8} \lg 5 = 22200 \text{ Вт.}$$

7. Максимальне зусилля дроблення

$$P_{\text{max}} = \frac{2\pi (\sigma_{\text{TB}}^+)^2 d_{\text{TB}}^3}{12 E_{\text{T}} r} = \frac{2 \cdot \pi (80 \cdot 10^6)^2 0,38^3}{12 \cdot 3 \cdot 10^{10} \cdot 0,015} = 408617 \text{ Н.}$$

8. Складові максимального зусилля дроблення:

– горизонтальна

$$P_{\max \text{ г}} = P_{\max} \cos \alpha_2 = 409 \cdot \cos 10^\circ = 403 \text{ кН};$$

– вертикальна

$$P_{\max \text{ в}} = P_{\max} \sin \alpha_2 = 409 \cdot \sin 10^\circ = 71 \text{ кН}.$$

Висновок

Геометричні параметри дробарки:

- ширина кільцевого завантажувального отвору – 0,49 м;
- мінімальна ширина кільцевого розвантажувального отвору – 0,061 м;
- висота камери дроблення (висота конусів) – 1,03 м;
- діаметр нижньої основи зовнішнього конуса – 0,874 м.

Потужність приводу дробарки – 22,2 кВт.

Силкові параметри:

- максимальне значення зусилля дроблення – 409 кН;
- горизонтальна складова максимального зусилля дроблення – 403 кН;
- вертикальна складова максимального зусилля дроблення – 71 кН.

1.2.3. Розрахунок валкової дробарки

Валкова дробарка – це дробарка, дроблення в якій здійснюється стисненням матеріалу між обертовими валками або між валком і нерухомою плитою (ДСТУ 2411).

Далі розглянуто двовалкову дробарку з гладкими валками (рис.1.4).

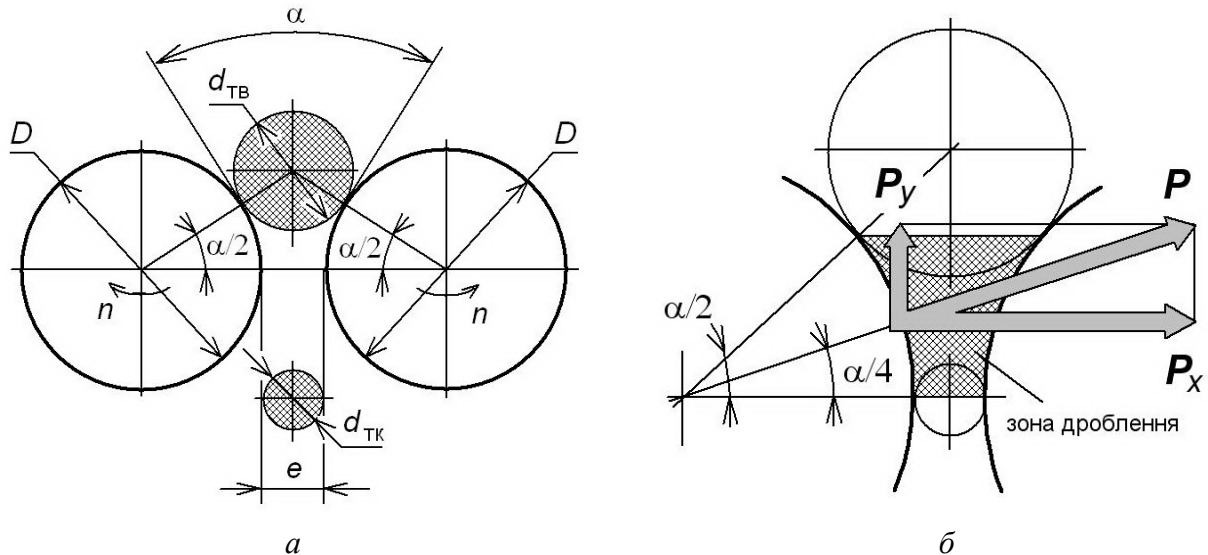


Рис. 1.4. Схема дроблення матеріалу в двовалковій дробарці (а) та схема дії зусиль на валки під час дроблення матеріалу у двовалковій дробарці (б): α – кут захоплення, ...°; D – діаметр валків дробарки, м; d_{TB} і d_{TK} – середній розмір вихідних кусків і подрібнених кусків, відповідно, м; e – величина проміжку між валками, м; n – частота обертання валка, c^{-1} ; P – зусилля дроблення, Н; P_x і P_y – складові зусилля дроблення, спрямовані вздовж осей x і y , відповідно, Н

Мета розрахунку – визначення потрібної кількості дробарок, потужності їх приводів, а також величини сил, які діють на валки з боку подрібнюваного матеріалу.

Позначення вихідних величин

- d_{TB} – середній розмір вихідних кусків, м;
- d_{TK} – середній розмір подрібнених кусків, м;
- G – масова витрата твердого матеріалу, кг/с;
- F – коефіцієнт тертя подрібнюваного матеріалу по валку;
- E_T – модуль пружності подрібнюваного матеріалу при розтязі, Па;
- μ_{TK} – коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу;
- ρ_T – істинна густина матеріалу, $кг/м^3$;
- η – коефіцієнт корисної дії привода;
- σ_{TB}^+ – границя міцності подрібнюваного матеріалу при стиску, Па.

Порядок розрахунку

1. Мінімальний діаметр валків дробарки D' , м, під час дроблення твердих матеріалів залежить від середнього розміру вихідних кусків матеріалу і дорівнює $(20...25)d_{\text{ТВ}}$.

Дійсне значення діаметра валків D отримують округленням значення D' до найближчого більшого з ряду, м: 0,2; 0,4; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,5.

2. Довжину бочки валка L , м, обирають рівною $(0,4...1,0)D$.

3. Величину проміжку між валками e беруть рівною середньому розміру кусків після дроблення $d_{\text{ТК}}$.

4. Ступінь дроблення

$$i = \frac{d_{\text{ТВ}}}{d_{\text{ТК}}}.$$

5. Теоретична частота обертання валка, с^{-1}

$$n_{\text{теор}} = 10,267 \sqrt{\frac{f}{\rho_{\text{Т}} d_{\text{ТВ}} D}}.$$

6. Робоча частота обертання валка n становить $(0,4...0,7) n_{\text{теор}}$.

7. Колова швидкість валків, м/с

$$w = \pi D n.$$

Якщо $w > 6$ м/с, робочу частоту обертання зменшують до величини $n = 6/(\pi D)$, с^{-1} .

8. Продуктивність однієї дробарки:

– об'ємна, $\text{м}^3/\text{с}$

$$G_{\text{дV}} = \pi D L d_{\text{ТК}} n;$$

– масова, $\text{кг}/\text{с}$

$$G_{\text{дM}} = G_{\text{дV}} \mu_{\text{д}} \rho_{\text{Т}}.$$

9. Розрахункова кількість дробарок

$$n'_{\text{д}} = \frac{G}{G_{\text{дM}}}.$$

Дійсною кількістю дробарок $n_{\text{д}}$ є найближче ціле, яке більше, ніж $n'_{\text{д}}$.

10. Потужність привода дробарки, Вт

$$N_{\text{д}} = 5 \frac{G_{\text{дM}} (\sigma_{\text{ТВ}}^+)^2}{E_{\text{Т}} \rho_{\text{Т}} \eta} \lg i.$$

11. Потужність приводів усіх дробарок, Вт

$$N = n_{\text{д}} N_{\text{д}}.$$

12. Кут захоплення

$$\alpha = 2 \arccos \left(\frac{D + e}{D + d_{\text{ТВ}}} \right).$$

13. Середнє зусилля, яке діє на валок з боку подрібнюваного матеріалу (розпирне зусилля між валками), кН:

$$P = 3,625 \cdot 10^{-5} DL \sigma_{\text{ТВ}}^+.$$

14. Значення складових розпирного зусилля, кН:

– горизонтальної

$$P_x = P \cos \left(\frac{\alpha}{4} \right);$$

– вертикальної

$$P_y = P \sin \left(\frac{\alpha}{4} \right).$$

Завдання для розрахунку

Визначити потрібну кількість двовалкових дробарок з гладкими валками для дроблення G твердого матеріалу, потужність приводів дробарок і зусилля, які діють на валки з боку дробленого матеріалу. Коефіцієнт корисної дії привода дробарки η . Властивості та характеристики матеріалу: середній розмір вихідних кусків $d_{\text{ТВ}}$, подрібнених – $d_{\text{ТК}}$; коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу $\mu_{\text{ТК}}$; істина густина $\rho_{\text{Т}}$; границя міцності при стиску $\sigma_{\text{ТВ}}^+$; модуль пружності при розтягу $E_{\text{Т}}$, коефіцієнт тертя матеріалу по валку f (табл. 1.6).

Таблиця 1.6. Вихідні дані для розрахунку валкової дробарки

Вари- ант	Твердий матеріал	G , т/год	$d_{\text{ТВ}}$, мм	$\rho_{\text{Т}}$, кг/м ³	$\sigma_{\text{ТВ}}^+$	$E_{\text{Т}} \cdot 10^{-4}$	f	Вари- ант	$d_{\text{ТК}}$, мм	$\mu_{\text{ТК}}$	η
					МПа						
1	Апатит	10	20	2800	80	3,0	0,30	1	5,0	0,20	0,85
2	Антрацит	12	22	1600	25	0,7	0,29	2	5,5	0,25	0,84
3	Бетон	14	24	2300	300	2,0	0,28	3	6,0	0,30	0,83
4	Гіпс	16	26	2690	70	3,0	0,27	4	6,5	0,35	0,82
5	Граніт	18	28	3300	350	7,0	0,26	5	7,0	0,40	0,81
6	Вапняк високої густини	20	30	3000	250	6,0	0,25	6	7,5	0,45	0,80
7	Вапняк низької густини	7	16	2800	150	4,0	0,24	7	4,0	0,50	0,79
8	Вапняк пористий	9	18	2600	50	2,0	0,23	8	4,5	0,55	0,78
9	Колчедан	11	21	5200	125	3,5	0,22	9	5,7	0,60	0,77
0	Мергель	13	23	2800	100	4,0	0,21	0	6,3	0,65	0,76

Приклад розрахунку валкової дробарки

Визначити потрібну кількість двовалкових дробарок з гладкими валками для дроблення $G=190$ т/год мергелю, потужність приводів дробарок і зусилля, які діють на валки з боку дробленого матеріалу. Коефіцієнт корисної дії привода дробарки $\eta=0,76$. Властивості та характеристики матеріалу: середній розмір вихідних кусків $d_{\text{ТВ}}=23$ мм, подрібнених – $d_{\text{ТК}}=6,3$ мм; коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу $\mu_{\text{ТК}}=0,65$; істина густина $\rho_{\text{Т}}=2800$ кг/м³; границя міцності при стиску $\sigma_{\text{ТВ}}^+=100$ МПа; модуль пружності при розтягу $E_{\text{Т}}=40$ ГПа, коефіцієнт тертя матеріалу по валку $f=0.21$.

Розрахунок

1. Розрахункове значення мінімального діаметра валків дробарки

$$D' = (20 \dots 25) d_{\text{ТВ}} = (20 \dots 25) \cdot 0,023 = 0,46 \dots 0,575 \text{ м.}$$

Вибираємо мінімальний діаметр валків дробарки $D' = 0,518$ м; дійсне значення діаметра валків дробарки $D = 0,6$ м.

2. Розрахункове значення довжини бочки валка

$$L = (0,4 \dots 1,0) D = (0,4 \dots 1,0) \cdot 0,6 = 0,24 \dots 0,6 \text{ м.}$$

Вибираємо довжину бочки валка $L = 0,42$ м.

3. Величина проміжку між валками $e = 0,0063$ м.

4. Ступінь дроблення

$$i = \frac{d_{\text{ТВ}}}{d_{\text{ТК}}} = \frac{0,023}{0,0063} = 3,65.$$

5. Теоретична частота обертання валка

$$n_{\text{теор}} = 10,267 \sqrt{\frac{f}{\rho_{\text{Т}} d_{\text{ТВ}} D}} = 10,267 \cdot \sqrt{\frac{0,21}{2800 \cdot 0,023 \cdot 0,6}} = 0,757 \text{ с}^{-1}.$$

6. Розрахункове значення робочої частоти обертання валка:

$$n = (0,4 \dots 0,7) n_{\text{теор}} = (0,4 \dots 0,7) \cdot 0,757 = 0,303 \dots 0,53 \text{ с}^{-1}.$$

Вибираємо робочу частоту обертання валка $n = 0,42 \text{ с}^{-1}$.

7. Колова швидкість валків

$$w = \pi D n = 3,14 \cdot 0,6 \cdot 0,42 = 0,785 \text{ м/с.}$$

8. Продуктивність однієї дробарки:

– об'ємна

$$G_{\text{дВ}} = \pi D L d_{\text{ТК}} n = 3,14 \cdot 0,6 \cdot 0,42 \cdot 0,0063 \cdot 0,42 = 0,0021 \text{ м}^3/\text{с};$$

– масова

$$G_{дМ} = G_{дV} \mu_{тк} \rho_T = 0,0021 \cdot 0,65 \cdot 2800 = 3,81 \text{ кг/с.}$$

10. Розрахункова кількість дробарок

$$n'_д = \frac{G}{3,6 G_{дМ}} = \frac{13}{3,6 \cdot 3,81} = 0,95.$$

Остаточно беремо потрібну кількість дробарок $n_д = 1$.

11. Потужність привода дробарки

$$N_д = 5 \frac{G_{дМ} (\sigma_{тв}^+)^2}{E_T \rho_T \eta} \lg i = 5 \cdot \frac{3,81 \cdot (100 \cdot 10^6)^2}{4 \cdot 10^{10} \cdot 2800 \cdot 0,76} \cdot \lg 3,65 = 1260 \text{ Вт.}$$

12. Потужність приводів усіх дробарок

$$N = n_д N_д = 1 \cdot 1260 = 1260 \text{ Вт.}$$

13. Кут захоплення

$$\alpha = 2 \arccos \left(\frac{D + e}{D + d_{тв}} \right) = 2 \cdot \arccos \left(\frac{0,6 + 0,0063}{0,6 + 0,023} \right) = 13^\circ.$$

14. Середнє зусилля, яке діє на валок з боку подрібнюваного матеріалу (розпірне зусилля між валками):

$$P = 3,625 \cdot 10^{-5} D L \sigma_{тв}^+ = 3,625 \cdot 10^{-5} \cdot 0,6 \cdot 0,42 \cdot 1 \cdot 10^8 = 914000 \text{ Н (або 914 кН).}$$

15. Значення складових розпірного зусилля:

– горизонтальної

$$P_x = P \cos \left(\frac{\alpha}{4} \right) = 914 \cdot \cos \left(\frac{13^\circ}{4} \right) = 913 \text{ кН;}$$

– вертикальної

$$P_y = P \sin \left(\frac{\alpha}{4} \right) = 914 \cdot \sin \left(\frac{13^\circ}{4} \right) = 53 \text{ кН.}$$

Висновок

Для дроблення потрібна одна двовалкова дробарка з гладкими валками, потужність якої складає 1260 Вт.

Середнє зусилля, яке діє на валок з боку подрібнювального матеріалу, становить 914 кН.

1.2.4. Розрахунок барабанного кульового млина

Одним з найпоширеніших типів млинів для розмелювання твердого матеріалу є барабанний кульовий млин, який представляє собою обертовий, зазвичай, циліндричний, барабан, частково заповнений молотковими тілами у вигляді куль (рис. 1.5).

Подрібнення матеріалу в барабанних кульових млинах відбувається внаслідок дії на нього молоткових тіл, що вільно падають в обертовому барабані.

Мета розрахунку – визначення маси молоткових тіл і потужності приводного електродвигуна.

Позначення вихідних величин

D – внутрішній діаметр барабана, м;

L – довжина барабана, м;

φ – коефіцієнт завантаження барабана молотковими тілами;

η – коефіцієнт корисної дії приводу.

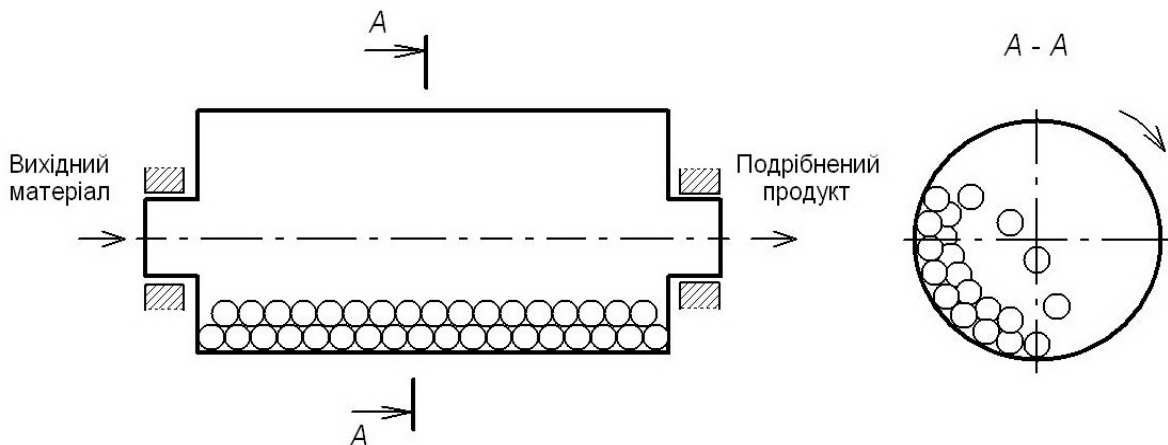


Рис. 1.5. Схема барабанного кульового млина

Порядок розрахунку

1. Внутрішній діаметр футеровки млина, м

$$D_{\text{вн}} = (0,94 \dots 0,95) D.$$

2. Маса молоткових тіл, кг

$$M = 3522,5 \varphi D_{\text{вн}}^2 L.$$

3. Частота обертання барабана, с^{-1} :

– у випадку гладкої футеровки

$$n = \frac{0,5377}{\sqrt{D_{\text{вн}}}};$$

– у випадку каблуквої футеровки

$$n = \frac{0,4667}{\sqrt{D_{\text{BH}}}}.$$

4. Потужність приводного електродвигуна, кВт

$$N = 0,014MD_{\text{BH}} \frac{n}{\eta}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити масу молольних тіл і потужність приводного електродвигуна барабанного кульового млина з барабаном завдовжки L і внутрішнім діаметром D . Коефіцієнт завантаження барабана молольними тілами ϕ , коефіцієнт корисної дії привода η (табл. 1.7).

Таблиця 1.7. Вихідні дані для розрахунку барабанного кульового млина

Варіант	Розміри барабана $D \times L$, мм	Варіант	Коефіцієнт завантаження ϕ	Коефіцієнт корис- ної дії привода η	Тип футеровки
1	1500×1600	1	0,260	0,900	гладка
2	2100×2200	2	0,265	0,905	каблуква
3	2100×3000	3	0,270	0,910	гладка
4	2700×3600	4	0,275	0,915	каблуква
5	3200×4500	5	0,280	0,920	гладка
6	3600×5000	6	0,285	0,925	каблуква
7	4500×5000	7	0,290	0,930	гладка
8	4500×6000	8	0,300	0,935	каблуква
9	5500×6500	9	0,310	0,937	гладка
0	6000×8000	0	0,320	0,940	каблуква

Приклад розрахунку барабанного кульового млина

Визначити масу молольних тіл і потужність приводного електродвигуна барабанного кульового млина з барабаном завдовжки $L = 8000$ мм і внутрішнім діаметром $D = 6000$ мм. Коефіцієнт завантаження барабана молольними тілами $\phi = 0,32$, коефіцієнт корисної дії привода $\eta = 0,94$.

Розрахунок

1. Розрахункове значення внутрішнього діаметра футеровки млина:

$$D_{\text{BH}} = (0,94 \dots 0,95)D = (0,94 \dots 0,95) \cdot 6 = 5,64 \dots 5,7 \text{ м};$$

вибираємо $D_{\text{BH}} = 5,7$ м.

2. Маса молотильних тіл

$$M = 3522,5 \varphi D_{\text{BH}}^2 L = 3522,5 \cdot 0,32 \cdot 5,7^2 \cdot 8 = 290000 \text{ кг.}$$

3. Частота обертання барабана для каблуквої футеровки

$$n = \frac{0,4667}{\sqrt{D_{\text{BH}}}} = \frac{0,4667}{\sqrt{5,67}} = 0,196 \text{ с}^{-1}.$$

4. Потужність приводного електродвигуна

$$N = 0,014 M D_{\text{BH}} \frac{n}{\eta} = 0,014 \cdot 290000 \cdot 5,67 \frac{0,196}{0,94} = 4800 \text{ кВт.}$$

Висновок

Маса молотильних тіл барабанного кулькового млина становить 290 т, а потужність його приводного електродвигуна – 4800 кВт.

1.2.5. Розрахунок ролико-кільцевого маятникового млина

Ролико-кільцеві маятникові млини належать до так званих середньохідними млинів і застосовуються для подрібнення м'яких і крихких матеріалів середньої міцності (глина, тальк, крейда, каолін, гіпс, мрамур, графіт, вугілля тощо). Подрібнення реалізується передусім за рахунок роздавлювання й частково стирання. У назві цих млинів (середньохідних) віддзеркалюється лише частота (швидкість) обертання основного робочого органу порівняно з тихохідними – барабанними й швидкохідними – ударними млинами.

У ролико-кільцевому маятниковому млині ролики з вертикальними осями обертання підвішені на вертикальних маятниках з горизонтальними осями підвісу, закріплених на спільній хрестовині. Під дією відцентрових сил маятники розходяться, а ролики при цьому притискаються до нерухомого розмельного кільця, подрібнюючи матеріал, що потрапляє в зазор між роликами й розмельним кільцем. Висхідний потік повітря захоплює подрібнений матеріал у сепаратор, звідки готовий продукт видаляється за межі млина, а більш крупні зерна повертаються на доподрібнення.

Схему дії сил у ролико-кільцевому маятниковому млині наведено на рис. 1.6.

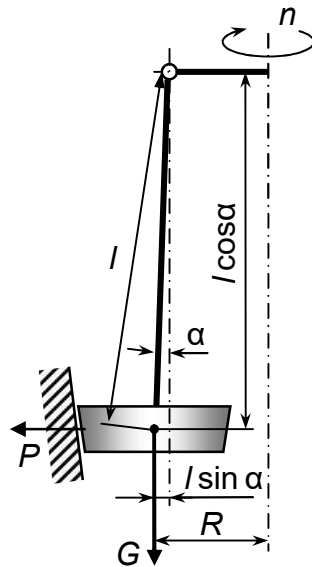


Рис. 1.6. Схема дії сил у ролико-кільцевому маятниковому млині:

α – кут відхилення маятника з роликом, ...°; R – відстань від осі вертикального вала до осі маятника, м; l – довжина маятника, м; n – частота обертання вертикального вала, с^{-1} ; P – зусилля дроблення, Н; G – сила тяжіння ролика й робочої частини маятника, Н

Мета розрахунку – визначення частоти обертання вертикального вала, масової продуктивності млина та потужності приводу вертикального вала.

Позначення вихідних величин

- d_v – діаметр вертикального вала, м;
 D_p – діаметр роликів, м;
 M – маса ролика й робочої частини маятника, кг;
 R – відстань від осі вертикального вала до осі маятника, м;
 Z – кількість роликів;
 α – кут відхилення маятника з роликом, ...° (на практиці беруть $\alpha=0^\circ$);
 η – коефіцієнт корисної дії привода вертикального вала млина.

Порядок розрахунку

1. Частота обертання вертикального вала з маятниками, c^{-1}

$$n_v = \sqrt{\frac{P_{\text{пит}} B_p}{4\pi^2 R M}},$$

де $P_{\text{пит}} = (0,10 \dots 0,25) \cdot 10^6$ Н/м – питоме (на 1 м довжини твірної ролика) зусилля дроблення ($P_{\text{пит}}$ залежить від міцності подрібнюваного матеріалу й розмірів млина: зі збільшенням міцності матеріалу й розмірів млина питоме зусилля зростає); B_p – довжина твірної ролика (дорівнює половині його середнього діаметра D_p : $B_p = 0,5D_p$), м; B_r – довжина твірної робочої поверхні ролика (товщина ролика), м; R – відстань від осі вертикального вала до осі маятника, м; M – маса ролика й робочої частини маятника, кг

2. Колова швидкість робочої поверхні ролика на внутрішньому радіусі нерухомого розмельного кільця млина, м/с

$$w_p = 2\pi n_v \left(R + \frac{D_p}{2} \right),$$

де D_p – середній діаметр робочої поверхні ролика, м.

3. Масова продуктивність млина, т/год

$$G = \frac{3,6 w_p B_p h \rho_r z}{k_{\text{ц}}},$$

де h – товщина шару подрібнюваного матеріалу між роликом і розмельним кільцем ($h = 0,03D_p$), м; ρ_r – густина подрібнюваного матеріалу, $кг/м^3$; z – кількість роликів; $k_{\text{ц}}$ – кратність циркуляції подрібнюваного матеріалу в млині ($k_{\text{ц}} = 10 \dots 15$).

4. Потужність, що витрачається на обкочування матеріалу роликами, кВт

$$N_1 = 0,001 P_{\text{пит}} B_p \mu w_p z,$$

де μ – коефіцієнт опору коченню ролика ($\mu = 0,05 \dots 0,10$).

5. Потужність, що витрачається на подолання сил тертя в підшипниках вертикального вала, кВт

$$N_2 = 0,001P_{\text{пит}}B_pfw_{\text{ковз}}z,$$

де f – коефіцієнт тертя між матеріалом ролика й подрібнюваним матеріалом ($f=0,3$); $w_{\text{ковз}}$ – швидкість ковзання ($w_{\text{ковз}}=(0,095\dots0,098)w_p$).

6. Потужність, що витрачається на подолання сил тертя, спричинених проковзуванням ролика, кВт

$$N_3 = 0,001P_{\text{пит}}B_p f_{\text{ковз}} \pi d_{\text{в}} n_{\text{в}} z,$$

де $f_{\text{ковз}}$ – коефіцієнт тертя ковзання ($f_{\text{ковз}}=0,1$); $d_{\text{в}}$ – діаметр вертикального вала, м.

6. Потужність привода вертикального вала, кВт

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3}{\eta},$$

де $\eta_{\text{пр}}$ – коефіцієнт корисної дії привода вертикального вала млина.

Завдання для розрахунку

Визначити частоту обертання вертикального вала, масову продуктивності млина та потужність привода ролико-кільцевого маятниковому млині для подрібнення твердого матеріалу густиною $\rho_{\text{т}}$. Коефіцієнт корисної дії привода млина η . Параметри елементів млина: діаметр роликів $D_{\text{р}}$, діаметр вертикального вала $d_{\text{в}}$, відстань від осі вертикального вала до осі маятника R , маса ролика й робочої частини маятника M , кількість роликів z (табл. 1.8).

Таблиця 1.8. Вихідні дані для розрахунку ролико-кільцевого маятникового млина

Варі- ант	M , кг	$D_{\text{р}}$, мм	R , мм	Варі- ант	$d_{\text{в}}$, мм	$\rho_{\text{т}}$, кг/м ³	z	η
1	300	200	200	1	50	2800	2	0,85
2	350	280	300	2	55	1600	4	0,84
3	400	400	350	3	60	2300	2	0,83
4	450	430	400	4	65	2690	4	0,82
5	500	475	450	5	70	3300	2	0,81
6	550	530	500	6	75	3000	4	0,80
7	600	570	550	7	40	2800	2	0,79
8	650	630	600	8	45	2600	4	0,78
9	675	650	625	9	57	5200	2	0,77
0	700	675	640	0	63	2800	4	0,76

Приклад розрахунку ролико-кільцевого маятникового млина

Визначити частоту обертання вертикального вала, масову продуктивності млина та потужність приводу ролико-кільцевому маятниковому млині для подрібнення твердого матеріалу. Коефіцієнт корисної дії приводу млина $\eta = 0,8$. Параметри елементів млина: діаметр роликів $D_p = 0,4$ м, діаметр вертикального вала $d_v = 0,05$ м, відстань від осі вертикального вала до осі маятника $R = 0,35$ м, маса ролика й робочої частини маятника $M = 400$ кг, кількість роликів $z = 2$.

Розрахунок

1. Частота обертання вертикального вала з маятниками

$$n_v = \sqrt{\frac{P_{\text{пит}} B_p}{4\pi^2 R M}} = \sqrt{\frac{(0,15 \cdot 10^6) \cdot 0,2}{4\pi^2 0,35 \cdot 400}} = 2,33 \text{ с}^{-1}.$$

де $P_{\text{пит}} = 0,15 \cdot 10^6$ Н/м – питоме зусилля дроблення; довжина твірної ролика (дорівнює половині його середнього діаметра: $B_p = 0,5 D_p = 0,5 \cdot 0,4 = 0,2$ м.

2. Колова швидкість робочої поверхні ролика на внутрішньому радіусі нерухомого розмельного кільця млина

$$w_p = 2\pi n_v \left(R + \frac{D_p}{2} \right) = 2\pi \cdot 2,33 \left(0,35 + \frac{0,4}{2} \right) = 8,05 \text{ м/с}.$$

3. Масова продуктивність млина

$$G = \frac{3,6 w_p B_p h \rho_T z}{k_{\text{ц}}} = \frac{3,6 \cdot 8,05 \cdot 0,2 \cdot 0,012 \cdot 1600 \cdot 2}{10} = 22,3 \text{ т/год},$$

де $h = 0,03 D_p = 0,03 \cdot 0,4 = 0,012$ м – товщина шару подрібнюваного матеріалу між роликом і розмельним кільцем; $k_{\text{ц}} = 10$ – кратність циркуляції подрібнюваного матеріалу в млині.

4. Потужність, що витрачається на обкочування матеріалу роликами

$$\begin{aligned} N_1 &= 0,001 P_{\text{пит}} B_p \mu w_p z = \\ &= 0,001 \cdot (0,15 \cdot 10^6) \cdot 0,2 \cdot 0,05 \cdot 8,05 \cdot 2 = 24,2 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

5. Потужність, що витрачається на подолання сил тертя в підшипниках вертикального вала кВт

$$N_2 = 0,001 P_{\text{пит}} B_p f w_{\text{ковз}} z = 0,001 \cdot (0,15 \cdot 10^6) \cdot 0,2 \cdot 0,3 \cdot (0,095 \cdot 8,05) \cdot 2 = 13,8 \text{ кВт}.$$

6. Потужність, що витрачається на подолання сил тертя, спричинених проковзуванням ролика

$$N_3 = 0,001 P_{\text{пит}} B_p f_{\text{ковз}} \pi d_v n_v z = \\ = 0,001 \cdot (0,15 \cdot 10^6) \cdot 0,2 \cdot 0,1 \cdot \pi \cdot 0,05 \cdot 2,33 \cdot 2 = 2,2 \text{ кВт},$$

де $f_{\text{ковз}}$ – коефіцієнт тертя ковзання ($f_{\text{ковз}} = 0,1$).

6. Потужність привода вертикального вала

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3}{\eta} = \frac{24,2 + 13,8 + 2,2}{0,8} = 50,3 \text{ кВт}.$$

Висновок

Розрахункові параметри млина:

- частота обертання вертикального вала – $2,33 \text{ с}^{-1}$ (140 об/хв);
- масова продуктивності млина – 22,3 т/год ;
- потужність привода вертикального вала – 50,3 кВт.

1.2.6. Питання для самоконтролю

1. Наведіть класифікацію подрібнювальних машин. Які вимоги ставлять до подрібнювальних машин?
2. Що таке кут тертя й миттєвий кут захоплення подрібнюваного матеріалу в подрібнювальній машині?
3. Що таке коефіцієнт розпушення сипкого матеріалу?
4. Що таке насипна густина сипкого матеріалу? Від яких чинників вона залежить?
5. З яких міркувань визначають кут захоплення й кількість подвійних коливань рухомої щопи щогової дробарки?
6. Яким чином руйнується матеріал у конусних дробарках?
7. З яких міркувань визначають кут захоплення й частоту обертання валків двовалкової дробарки з гладкими валками?
8. Яким чином можна зменшити витрати енергії під час подрібнення матеріалу в кульовому барабанному млині?
9. Обґрунтуйте доцільність методу пневматичного вивантаження подрібненого продукту з роликко-кільцевого маятникового млина.

1.3. Грохочення сипких матеріалів

Процес розділення твердого кускового або зернистого матеріалу на два або декілька класів крупності називається класифікацією за крупністю. Таке розділення може здійснюватися двома основними способами: грохоченням і класифікацією у водному або повітряному середовищі.

Грохочення – процес розділення кускового або зернистого матеріалу на продукти різної крупності (класи) за допомогою просіювальних поверхонь з каліброваними отворами (колосникові решітки, листові й дротяні решета та ін.).

Грохочення здійснюють на грохотах, які мають одну або декілька просіювальних поверхонь.

Внаслідок грохочення вихідні матеріали розділюються на надрешітний (верхній) продукт, зерна (куски) якого більші, ніж розмір отворів просіювальної поверхні, і підрешітний (нижній) продукт, зерна (куски) якого менші, ніж вказаний розмір.

1.3.1. Розрахунок вібраційного грохота

Одним з найефективніших вібраційних грохотів є самобалансний грохот з прямолінійними коливаннями просіювальної поверхні (сита), який вирізняється простою конструкцією та експлуатацією, а також значною універсальністю (рис. 1.7).

Мета розрахунку – визначення масової продуктивності грохота.

Позначення вихідних величин

F – площа робочої поверхні сита, м^2 ;

d – еквівалентний розмір отворів сита, м ;

$\rho_{\text{тн}}$ – насипна густина вихідного матеріалу, кг/м^3 .

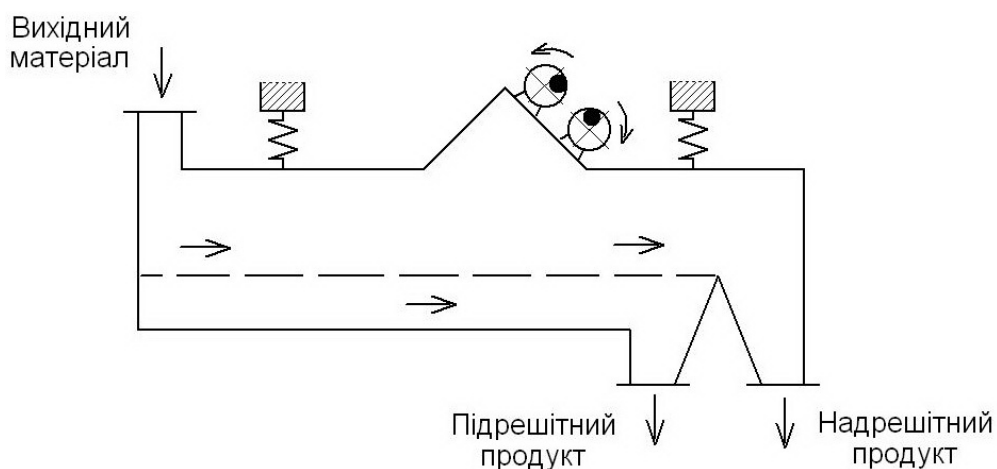


Рис. 1.7. Схема вібраційного грохота

Порядок розрахунку

1. Значення коефіцієнта k_1 , який враховує вміст у вихідному матеріалі зерен, що за розміром менші, ніж половина розміру отворів сита:

$$k_1 = f(\bar{x}_{0,5d}).$$

Вміст $\bar{x}_{0,5d}$, %	0	20	40	60	80	90
Коефіцієнт k_1	0,4	0,6	1,0	1,4	1,8	2,0

2. Значення коефіцієнта k_2 , який враховує вміст у вихідному матеріалі зерен, що за розміром більші, ніж розмір отворів сита:

$$k_2 = f(\bar{x}_d).$$

Вміст \bar{x}_d , %	10	20	40	60	80	90
Коефіцієнт k_2	0,94	0,97	1,09	1,32	2,00	2,36

3. Значення коефіцієнта k_3 , який враховує ефективність грохочення (коефіцієнт корисної дії грохота):

$$k_3 = f(\eta).$$

ККД η , %	50	60	70	80	90	94
Коефіцієнт k_3	2,1	1,9	1,65	1,35	1,00	0,80

4. Значення коефіцієнта k_4 , який враховує форму зерен і матеріал вихідної суміші:

Форма зерен і матеріал вихідної суміші	Коефіцієнт k_4
Зерна многогранної форми будь-якого матеріалу, крім вугілля	1,00
Зерна округлої форми будь-якого матеріалу, крім вугілля	1,25
Зерна вугілля будь-якої форми	1,50

5. Значення коефіцієнта k_5 , який враховує вологість матеріалу й розмір отворів сита:

Коефіцієнт	Розмір отворів сита d , мм				
	до 25 включно			понад 25	
	Матеріал				
	сухий	вологий	схильний до комкування	сухий	вологий
k_5	1,0	0,85	0,4	1,0	0,9

6. Значення коефіцієнта k_6 , який враховує спосіб грохочення:

Грохочення	сухе	мокре зі зрошуванням	будь-яке
Розмір отворів сита d , мм	до 25 включно		понад 25
Коефіцієнт k_6	1,0	1,3	1,0

7. Масова продуктивність грохота, т/год:

$$G = 0,001 \rho_{\text{тн}} g F \prod_{i=1}^6 k_i,$$

де $g = f(d)$ – питома продуктивність поверхні сита, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$:

d , мм	0	10	20	44	63	80	100	112	130
g , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$	0	19	28	40	50	55	63	70	79

Завдання для розрахунку

Визначити масову продуктивність вібраційного самобалансного грохота з робочою площею сита F і діаметром круглих отворів сита d . Вміст у вихідному матеріалі зерен, що за розміром менші, ніж половина розміру отворів сита $\bar{x}_{0,5d}$, а зерен, що за розміром більші, ніж розмір отворів сита, \bar{x}_d . Ефективність грохочення η , насипна густина вихідного матеріалу $\rho_{\text{тн}}$ (табл. 1.9).

Таблиця 1.9. Вихідні дані для розрахунку вібраційного грохота

Варі- ант	F , м^2	d , мм	$\bar{x}_{0,5d}$, %	\bar{x}_d , %	Варі- ант	η , %	Форма зерен	Грохо- чення	Матеріал	$\rho_{\text{тн}}^*$, кг/м^3
1	3,125	6	10	70	1	75	багатогранна	сухе	апатит	1600
2	3,125	20	12	68	2	76	округла	мокре	барит	2200
3	5,625	10	14	66	3	77	багатогранна	сухе	боксит	1275
4	5,625	30	16	64	4	78	округла	мокре	гіпс	1150
5	6,125	12	18	62	5	79	багатогранна	сухе	доломіт	1450
6	6,125	80	20	60	6	80	округла	мокре	ільменіт	2350
7	7,875	20	22	58	7	81	багатогранна	сухе	кальцит	2350
8	10	12	24	56	8	82	округла	мокре	кварц	1325
9	15	12	26	54	9	83	багатогранна	сухе	вугілля	750
0	21	40	28	52	0	84	округла	мокре	пірит	2500

Примітка. Значення насипної густини наведено за умови коефіцієнта розпушення сипкого матеріалу $\mu = 0,5$.

Приклад розрахунку вібраційного грохота

Визначити масову продуктивність вібраційного самобалансного грохота з робочою площею сита $F = 21 \text{ м}^2$ і діаметром круглих отворів сита $d = 40 \text{ мм}$. Вміст у вихідному матеріалі зерен, що за розміром менші, ніж половина розміру отворів сита $\bar{x}_{0,5d} = 28\%$, а зерен, що за розміром більші, ніж розмір отворів сита, $\bar{x}_d = 52\%$. Ефективність грохочення $\eta = 84\%$, насипна густина вихідного матеріалу $\rho_{\text{тн}} = 2500 \text{ кг/м}^3$. Форма зерен – округла, грохочення – мокре, матеріал – пірит.

Розрахунок

1. Значення коефіцієнта k_1 , який враховує вміст у вихідному матеріалі зерен, що за розміром менші, ніж половина розміру отворів сита:

$$k_1 = f(\bar{x}_{0,5d}) = 0,76.$$

2. Значення коефіцієнта k_2 , який враховує вміст у вихідному матеріалі зерен, що за розміром більші, ніж розмір отворів сита:

$$k_2 = f(\bar{x}_d) = 1,46.$$

3. Значення коефіцієнта k_3 , який враховує ефективність грохочення (коефіцієнт корисної дії грохота):

$$k_3 = f(\eta) = 1,21.$$

4. Значення коефіцієнта k_4 , який враховує форму зерен і матеріал вихідної суміші:

$$k_4 = 1,25.$$

5. Значення коефіцієнта k_5 , який враховує вологість матеріалу й розмір отворів сита:

$$k_5 = 0,9.$$

6. Значення коефіцієнта k_6 , який враховує спосіб грохочення:

$$k_6 = 1.$$

7. Масова продуктивність грохота, т/год:

$$G = 0,001 \rho_{\text{тн}} g F \prod_{i=1}^6 k_i =$$

$$= 0,001 \cdot 2500 \cdot 36,4 \cdot 21 \cdot (0,76 \cdot 1,46 \cdot 1,21 \cdot 1,25 \cdot 0,9 \cdot 1) = 2886 \text{ т/год},$$

де $g = f(d)$ – питома продуктивність поверхні сита, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$.

Висновок

Масова продуктивність вібраційного самобалансного грохота становить 2886 т/год.

1.3.2. Розрахунок барабанного грохота

Одними з найбільш простих за конструкцією та в експлуатації, а також продуктивних грохотів є барабанні грохоти.

Барабанні грохоти – це циліндричні, конічні або багатогранні обертові барабани, встановлені під кутом не більше 7° до горизонту, а також конічні горизонтально встановлені обертові барабани, у яких матеріал переміщується завдяки формі барабана в бік його більшої основи (рис. 1.8). Діаметр барабана здебільшого становить від 900 до 2000 мм, довжина – від 4500 до 12000 мм, при цьому ефективність грохочення зазвичай не перевищує 60–70%.

Барабанні грохоти зазвичай застосовують для розділення щебеню й гравію за фракціями, а також для одночасного промивання слабозабруднених матеріалів (гравіємийні машини).

Мета розрахунку – визначення частоти обертання барабана, масової продуктивності, а також потужності привода грохота.

Позначення вихідних величин

- D – внутрішній діаметр барабана, м;
- L – довжина барабана грохота, м;
- β – кут нахилу барабана до горизонту, $^\circ$;
- η – коефіцієнт корисної дії привода грохота;
- $\rho_{\text{тн}}$ – насипна густина вихідного матеріалу, кг/м^3 .

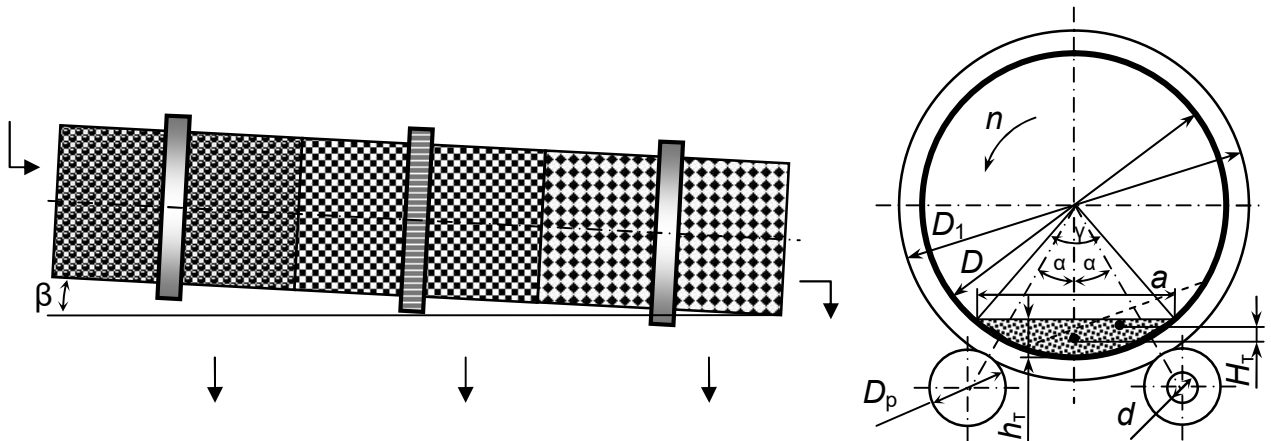


Рис. 1.8. Схема барабанного грохота: β – кут нахилу барабана до горизонту, $^\circ$;
 α – центральний кут між вертикальною віссю труби й лінією, що проходить через центр опорного ролика, $^\circ$; D – внутрішній діаметр барабана, м; D_1 – зовнішній діаметр бандажа, м; D_p – діаметр опорного ролика, м; n – частота обертання барабана, с^{-1} ; h_r – висота шару сипкого матеріалу в нерухомому барабані, м; a – хорда поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані, м; γ – центральний кут сегмента – поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані, $^\circ$; H_r – висота підйому сипкого матеріалу під час обертання барабана, м; d – діаметр цапф осі опорного ролика, м

Порядок розрахунку

1. Частота обертання барабана, с^{-1}

$$n = \frac{0,3}{\sqrt{D}}.$$

2. Кутова швидкість барабана, рад/с

$$\omega = 2\pi n.$$

3. Висота шару сипкого матеріалу в нерухомому барабані, м

$$h_T = (0,125 \dots 0,175)D.$$

4. Масова продуктивність грохота, т/год

$$G = 4,8\pi n \rho_{\text{TH}} \text{tg}(2\beta) \sqrt{D^3 h_T^3},$$

де ρ_{TH} – насипна густина сипкого матеріалу, кг/м^3 .

5. Хорда поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані, м (див. рис. 1.8)

$$a = 2\sqrt{Dh_T - h_T^2}.$$

6. Центральний кут сегмента – поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані, рад

$$\gamma = 2 \arcsin\left(\frac{a}{D}\right).$$

7. Площа сегмента – поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані, м^2

$$S = \frac{D^2}{8}(\gamma - \sin \gamma).$$

8. Маса барабана з внутрішніми й зовнішніми пристроями (у тому числі з бандажами, башмаками тощо), кг

$$M_6 = (1,5 \dots 1,7)\pi D \delta L \rho_6,$$

де δ – товщина стінки обичайки барабана, м (для $D = 0,6 \dots 2,2$ м товщина стінки становить $\delta = 0,010 \dots 0,020$ м); ρ_6 – густина матеріалу барабана, кг/м^3 (для сталевих барабанів $\rho_6 = 7800$ кг/м^3).

9. Маса матеріалу в барабані, кг

$$M_T = \rho_{\text{TH}} SL.$$

10. Момент тертя кочення бандажів по роликах, $\text{Н}\cdot\text{м}$

$$M_1 = (D_1 + D_p) \frac{f_1 g (M_6 + M_T)}{D_p \cos \alpha},$$

де f_1 – коефіцієнт тертя ковзання опорного ролика по бандажу ($f_1 = 0,0005$ м); α – центральний кут між вертикальною віссю труби й лінією, що проходить через центр опорного ролика, ...° (зазвичай $\alpha = 30^\circ$); M_6 – маса з внутрішніми й зовнішніми пристроями (у тому числі з бандажами, башмаками тощо), кг; $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння; D_1 – зовнішній діаметр бандажу, м ($D_1 = (1,3 \dots 1,46)D$); D_p – діаметр опорного ролика, м ($D_p = (0,25 \dots 0,33)D_1$).

11. Момент тертя ковзання цапф опорних роликів у підшипниках, Н·м

$$M_2 = \left(\frac{f_2 d D_1}{2 D_p} \right) \frac{g(M_6 + M_T)}{\cos \alpha},$$

де f_2 – коефіцієнт тертя ковзання цапф опорних роликів ($f_2 = 0,15$); d – діаметр цапф осі опорного ролика, м ($d = (0,2 \dots 0,3)D_p$).

12. Момент тертя ковзання сипкого матеріалу по решету, Н·м

$$M_3 = \frac{f_3 D g M_T}{2},$$

де f_3 – коефіцієнт тертя ковзання сипкого матеріалу по решету ($f_3 = 0,7$).

13. Момент, що виникає під час піднімання сипкого матеріалу, Н·м

$$M_4 = g M_T H_T,$$

де H_T – висота підйому сипкого матеріалу під час обертання барабана, м ($H_T = 0,15D$).

14. Сумарний момент, що виникає під час обертання барабана, Н·м

$$M = M_1 + M_2 + M_3 + M_4.$$

15. Потужність привода грохота, кВт

$$N = \frac{M \omega}{1000 \eta},$$

де η – коефіцієнт корисної дії привода грохота.

Завдання для розрахунку

Визначити частоту обертання барабана, масову продуктивність і потужність привода барабанного грохота, барабан якого має розміри $D \times L$ і встановлений під кутом β до горизонту. Коефіцієнт корисної дії привода грохота η , насипна густина сипкого матеріалу $\rho_{\text{тн}}$ (табл. 1.10).

Таблиця 1.10. Вихідні дані для розрахунку барабанного грохота

Варіант	Розміри барабана $D \times L$, м	η	Варіант	β , ...°	Матеріал	$\rho_{\text{тн}}$, кг/м ³
1	0,6×3,5	0,84	1	2,0	апатит	1600
2	0,7×4	0,83	2	2,5	барит	2200
3	0,8×5	0,82	3	3,0	боксит	1275
4	1,0×6	0,81	4	3,5	гіпс	1150
5	1,2×7	0,80	5	4,0	доломіт	1450
6	1,4×8	0,79	6	4,5	ільменіт	2350
7	1,6×9	0,78	7	5,0	кальцит	2350
8	1,8×10	0,77	8	5,5	кварц	1325
9	2,0×11	0,76	9	6,0	вугілля	750
0	2,2×12	0,75	0	6,5	пірит	2500

Приклад розрахунку барабанного грохота

Визначити частоту обертання барабана, масову продуктивність і потужність привода барабанного грохота, барабан якого має розміри $D \times L = 1 \times 8$ м і встановлений під кутом $\beta = 5^\circ$ до горизонту. Коефіцієнт корисної дії привода грохота $\eta = 0,8$, насипна густина сипкого матеріалу (піриту) $\rho_{\text{тн}} = 2500$ кг/м³ (табл. 1.10).

Розрахунок

1. Частота обертання барабана

$$n = \frac{0,3}{\sqrt{D}} = \frac{0,3}{\sqrt{1}} = 0,3 \text{ с}^{-1}.$$

2. Кутова швидкість барабана

$$\omega = 2\pi n = 2\pi \cdot 0,3 = 1,88 \text{ рад/с}.$$

3. Висота шару сипкого матеріалу в нерухомому барабані

$$h_{\text{т}} = (0,125 \dots 0,175)D = (0,125 \dots 0,175) \cdot 1 = 0,125 \dots 0,175 \text{ м}.$$

Остаточно беремо $h_{\text{т}} = 0,15$ м.

4. Масова продуктивність грохота

$$G = 4,8\pi n \rho_{\text{тн}} \operatorname{tg}(2\beta) \sqrt{D^3 h_{\text{т}}^3} = 4,8 \cdot \pi \cdot 0,3 \cdot 2500 \cdot \operatorname{tg}(2 \cdot 5^\circ) \sqrt{1^3 \cdot 0,15^3} = 115,9 \text{ т/год},$$

де $\rho_{\text{тн}}$ – насипна густина сипкого матеріалу, кг/м³.

5. Хорда поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані, м

$$a = 2\sqrt{Dh_{\text{т}} - h_{\text{т}}^2} = 2\sqrt{1 \cdot 0,15 - 0,15^2} = 0,714 \text{ м}.$$

6. Центральний кут сегмента – поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані

$$\gamma = 2 \arcsin\left(\frac{a}{D}\right) = 2 \arcsin\left(\frac{0,714}{1}\right) = 1,59 \text{ рад.}$$

7. Площа сегмента – поперечного перерізу шару сипкого матеріалу в барабані

$$S = \frac{D^2}{8}(\gamma - \sin \gamma) = \frac{1^2}{8}(1,59 - \sin 1,59) = 0,0738 \text{ м}^2.$$

8. Маса барабана з внутрішніми й зовнішніми пристроями (у тому числі з бандажами, башмаками тощо)

$$M_{\delta} = (1,5 \dots 1,7) \pi D \delta L \rho_{\delta} = (1,5 \dots 1,7) \pi \cdot 1 \cdot 0,012 \cdot 8 \cdot 7800 = 3529 \dots 3999 \text{ кг,}$$

де δ – товщина стінки обичайки барабана, м (беремо $\delta = 0,012$ м); ρ_{δ} – густина матеріалу барабана, кг/м³.

Остаточню беремо $M_{\delta} = 3750$ кг.

9. Маса матеріалу в барабані, кг

$$M_{\tau} = \rho_{\tau} S L = 2500 \cdot 0,0738 \cdot 8 = 1476 \text{ кг.}$$

10. Момент тертя кочення бандажів по роликах

$$M_1 = (D_1 + D_p) \frac{f_1 g (M_{\delta} + M_{\tau})}{D_p \cos \alpha} =$$

$$= (1,3 + 0,32) \frac{0,0005 \cdot 9,81 \cdot (3750 + 1476)}{0,32 \cdot \cos 30^\circ} = 150 \text{ Н} \cdot \text{м,}$$

де f_1 – коефіцієнт тертя кочення опорного ролика по бандажу ($f_1 = 0,0005$ м); α – центральний кут між вертикальною віссю труби й лінією, що проходить через центр опорного ролика, ...° ($\alpha = 30^\circ$); $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння; D_1 – зовнішній діаметр бандажу, м: $D_1 = 1,3D = 1,3 \cdot 1 = 1,3$ м; D_p – діаметр опорного ролика, м: $D_p = 0,25 \cdot D_1 = 0,25 \cdot 1,3 = 0,32$ м.

11. Момент тертя ковзання цапф опорних роликів у підшипниках

$$M_2 = \left(\frac{f_2 d D_1}{2 D_p} \right) \frac{g (M_{\delta} + M_{\tau})}{\cos \alpha} =$$

$$= \left(\frac{0,15 \cdot 0,08 \cdot 1,3}{2 \cdot 0,32} \right) \frac{9,81 \cdot (3750 + 1476)}{\cos 30^\circ} = 1443 \text{ Н} \cdot \text{м,}$$

де f_2 – коефіцієнт тертя ковзання цапф опорних роликів ($f_2 = 0,15$); d – діаметр цапф осі опорного ролика, м: $d = 0,25 \cdot D_p = 0,25 \cdot 0,32 = 0,08$ м.

12. Момент тертя ковзання сипкого матеріалу по решету

$$M_3 = \frac{f_3 D g M_T}{2} = \frac{0,7 \cdot 1 \cdot 9,81 \cdot 1476}{2} = 5068 \text{ Н} \cdot \text{м},$$

де f_3 – коефіцієнт тертя ковзання сипкого матеріалу по решету ($f_3 = 0,7$).

13. Момент, що виникає під час піднімання сипкого матеріалу

$$M_4 = g M_T H_T = 9,81 \cdot 1476 \cdot 0,15 = 2172 \text{ Н} \cdot \text{м},$$

де H_T – висота підйому сипкого матеріалу під час обертання барабана, м: $H_T = 0,15 D = 0,15 \cdot 1 = 0,15$ м.

14. Сумарний момент, що виникає під час обертання барабана

$$M = M_1 + M_2 + M_3 + M_4 = 150 + 1443 + 5068 + 2172 = 8833 \text{ Н} \cdot \text{м}.$$

15. Потужність привода грохота

$$N = \frac{M \omega}{1000 \eta} = \frac{8833 \cdot 1,88}{1000 \cdot 0,8} = 20,8 \text{ кВт}.$$

Висновок

Частота обертання барабана грохота становить $0,3 \text{ с}^{-1}$; його масова продуктивність – $115,9 \text{ т/год}$; потужність привода грохота – $20,8 \text{ кВт}$.

1.3.3. Питання для самоконтролю

1. Що таке грохочення та класифікація твердих матеріалів і з якою метою їх застосовують? Опишіть основні види грохочення.
2. Обґрунтуйте переваги й недоліки методів грохочення «від дрібного до крупного» й «від крупного до дрібного».
3. Обґрунтуйте доцільність виконання отворів або щілин грохотів такими, що розширюються донизу.
4. Від яких чинників залежить ефективність грохочення?
5. Проаналізуйте переваги й недоліки вібраційних грохотів.
6. Проаналізуйте переваги й недоліки барабанних грохотів.
7. Проаналізуйте складові сумарного моменту, що виникає під час обертання барабана.

1.4. Змішування сипких матеріалів

Змішуванням твердих сипких матеріалів називається процес приготування сумішей цих матеріалів.

Очевидно, що якість продукції значною мірою залежить від ретельної підготовки сировини. Крім того, інтенсивність та ефективність хімічних реакцій з твердою фазою значно підвищуються з покращанням рівномірності розподілу окремих компонентів у реакційному об'ємі суміші.

1.4.1. Розрахунок одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів

Для змішування різноманітних порошкових мас, наприклад, у виробництві керамічних виробів за методом сухого пресування, сипких синтетичних мийних засобів, при підготовленні шихти у виробництві скла тощо, широкого застосування набули одновальні та двовальні лопатеві змішувачі безперервної дії (рис. 1.9).

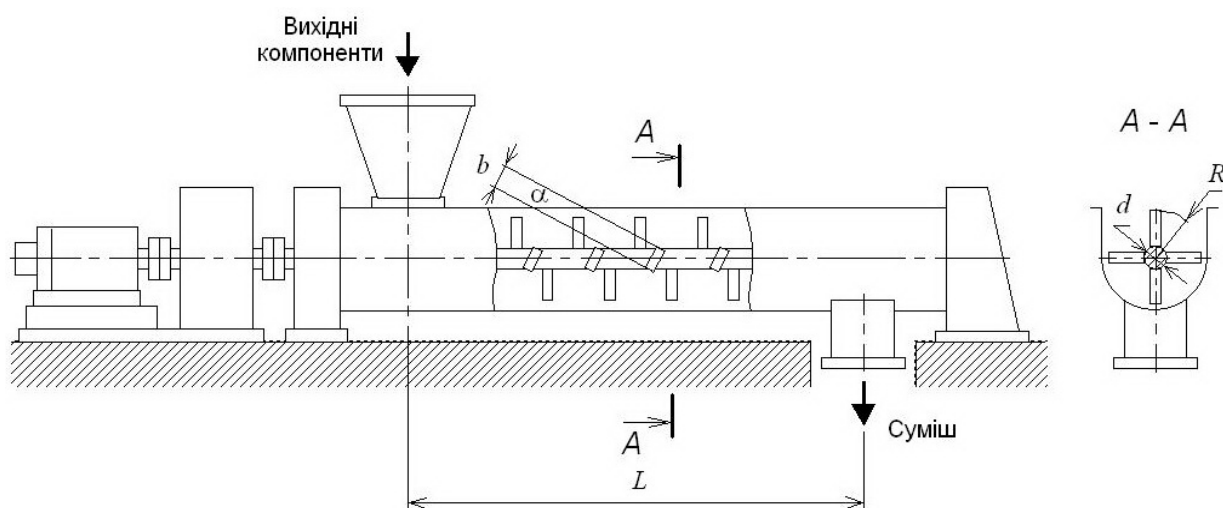


Рис. 1.9. Схема одновального лопатевого змішувача безперервної дії

Мета розрахунку – визначення продуктивності змішувача й потужності його привода.

Позначення вихідних величин

- L – довжина робочої частини корпуса змішувача, м;
- R – радіус кінців лопатей, м;
- B – середня ширина лопаті, м;
- z – кількість лопатей;
- α – кут нахилу лопаті, ...°;
- d – діаметр вала, м;

- n – частота обертання вала, с^{-1} ;
 k – питомий опір перемішувального матеріалу, Па;
 η – коефіцієнт корисної дії привода;
 $\rho_{\text{тн}}$ – насипна густина суміші, кг/м^3 .

Порядок розрахунку

1. Об'ємна продуктивність змішувача, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = 0,18bn(4R^2 - d^2)\sin \alpha .$$

2. Масова продуктивність змішувача, кг/с

$$G = \rho_{\text{тн}} V .$$

3. Потужність, яка витрачається на подолання опору тертя змішуваної композиції по стінках корита змішувача, Вт

$$N_1 = 49LG .$$

4. Потужність, яка витрачається безпосередньо на змішування композиції, Вт

$$N_2 = 2,182zkV .$$

5. Потужність привода змішувача, Вт

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta} ,$$

де η – коефіцієнт корисної дії привода.

Завдання для розрахунку

Визначити продуктивність і потужність привода одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів. Параметри змішувача: довжина робочої частини корпусу L , радіус кінців лопатей R , середня ширина лопаті b , кількість лопатей кут нахилу лопаті α ; діаметр вала d , частота обертання вала n ; коефіцієнт корисної дії привода η . Властивості й характеристики змішувального матеріалу: насипна густина $\rho_{\text{тн}}$, питомий опір k , що виникає в матеріалі при заглиблюванні в нього лопатей змішувача (табл. 1.11).

Таблиця 1.11. Вихідні дані для розрахунку лопатевого змішувача безперервної дії

Варі- ант	L	R	b	d	z	Варі- ант	α , ...°	n , с ⁻¹	η	$\rho_{\text{тн}}$, кг/м ³	k , МПа
	м		мм								
1	1,5	0,20	50	50	20	1	10,0	0,30	0,70	1400	0,20
2	1,6	0,21	54	55	20	2	10,5	0,34	0,71	1450	0,21
3	1,7	0,22	58	60	24	3	11,0	0,38	0,72	1500	0,22
4	1,8	0,23	60	65	24	4	11,5	0,40	0,73	1550	0,23
5	1,9	0,24	64	70	28	5	12,0	0,44	0,74	1600	0,24
6	2,0	0,25	68	75	28	6	12,5	0,48	0,75	1650	0,25
7	2,1	0,26	70	80	32	7	13,0	0,50	0,76	1700	0,26
8	2,2	0,27	74	85	32	8	13,5	0,54	0,77	1750	0,27
9	2,3	0,28	78	90	36	9	14,0	0,58	0,78	1800	0,28
0	2,4	0,30	80	100	36	0	15,0	0,60	0,80	1900	0,29

Приклад розрахунку одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів

Визначити продуктивність і потужність привода одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів. Параметри змішувача: довжина робочої частини корпусу $L = 2,4$ м, радіус кінців лопатей $R = 0,3$ м, середня ширина лопаті $b = 80$ мм, кількість лопатей – 36, кут нахилу лопаті $\alpha = 15^\circ$; діаметр вала $d = 100$ мм, частота обертання вала $n = 0,6$ с⁻¹; коефіцієнт корисної дії привода $\eta = 0,8$. Властивості й характеристики змішуваного матеріалу: насипна густина $\rho_{\text{тн}} = 1900$ кг/м³, питомий опір, що виникає в матеріалі при заглиблюванні в нього лопатей змішувача, $k = 0,29$ МПа.

Розрахунок

1. Об'ємна продуктивність змішувача

$$V = 0,18bn(4R^2 - d^2)\sin\alpha$$

$$= 0,18 \cdot 0,08 \cdot 0,6 \cdot (4 \cdot 0,3^2 - 0,1^2) \cdot \sin 15^\circ = 7,83 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Масова продуктивність змішувача

$$G = \rho_{\text{тн}}V = 1900 \cdot 7,83 \cdot 10^{-4} = 1,49 \text{ кг/с}.$$

3. Потужність, яка витрачається на подолання опору тертя змішуваної композиції по стінках корита змішувача

$$N_1 = 49LG = 49 \cdot 2,4 \cdot 1,49 = 175 \text{ Вт}.$$

4. Потужність, яка витрачається безпосередньо на змішування композиції

$$N_2 = 2,182 \text{ z}kV = 2,182 \cdot 36 \cdot 0,29 \cdot 10^6 \cdot 7,83 \cdot 10^{-4} = 17800 \text{ Вт.}$$

5. Потужність привода змішувача

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta} = \frac{175 + 17800}{0,8} = 22500 \text{ Вт.}$$

Висновок

Продуктивність одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів:

– об'ємна – $7,83 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$;

– масова – $1,49 \text{ кг/с}$.

Потужність привода змішувача становить $22,5 \text{ кВт}$.

1.4.2. Питання для самоконтролю

1. З якою метою в хімічній технології застосовують змішування сипких матеріалів?
2. Сформулюйте параметри процесу змішування твердих матеріалів.
3. На які групи поділяють змішувачі сипких матеріалів?
4. Проаналізуйте можливі способи підвищення ефективності змішування сипких матеріалів в одновальному лопатевому змішувачі безперервної дії.

1.5. Живлення й дозування сипких матеріалів

Живильники застосовують для рівномірного подавання регульованої кількості матеріалу в різні види збагачувального обладнання, у технологічний процес (наприклад, подрібнювачі, печі, сушарки тощо) або в транспортний потік. За допомогою живильників подають сипкі або поштучні матеріали й вироби. Розрізняють об'ємні й вагові живильники, які бувають як безперервної, так і дискретної дії.

Дозатори застосовують для автоматичного відмірювання (дозування) заданої маси або об'єму твердих сипких матеріалів, паст, рідин і газів.

Живильники для сипких матеріалів поділяють на три групи:

- 1) з тяговим органом (пластинчасті, стрічкові, скребкові);
- 2) з коливальним рухом робочого органу (хитні, вібраційні, маятникові, плунжерні);
- 3) з обертовим органом (дискові, тарілчасті, шнекові (гвинтові), барабанні, лопатеві, секційні).

1.5.1. Розрахунок барабанного живильника (дозатора) коміркового типу

Барабанні живильники (дозатори) коміркового типу застосовують для подавання в технологічне обладнання й дозування сипких матеріалів (шамот, цемент, пісок, вапно та ін.). Під час обертання барабана його комірки під час проходження під лійкою бункера заповнюються сипким матеріалом, а під час повороту на 180° розвантажуються (рис. 1.10).

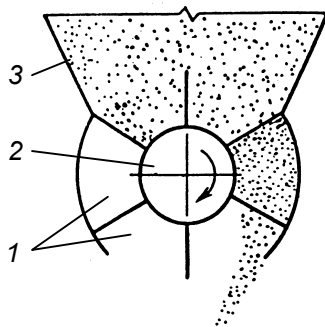


Рис. 1.10. Схема барабанного живильника (дозатора) коміркового типу:

1 – комірки; 2 – барабан; 3 – бункер

Мета розрахунку – визначення продуктивності барабанного живильника (дозатора).

Позначення вихідних величин

G_M – масова продуктивність живильника (дозатора), кг/с;

G_V – об'ємна продуктивність живильника (дозатора), м³/с;

$i_{\text{ком}}$ – кількість комірок барабана;
 n – частота обертання барабана, с^{-1} .
 $V_{\text{ком}}$ – об'єм комірки барабана, м^3 ;
 $\mu_{\text{т}}$ – коефіцієнт розпушення сипкого матеріалу;
 $\rho_{\text{т}}$ – істинна густина сипкого матеріалу, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Порядок розрахунку

1. Об'ємна продуктивність живильника (дозатора), $\text{м}^3/\text{с}$

$$G_V = V_{\text{ком}} i_{\text{ком}} n,$$

де $V_{\text{ком}}$ – об'єм комірки барабана, м^3 ; $i_{\text{ком}}$ – кількість комірок барабана; n – частота обертання барабана, с^{-1} .

2. Масова продуктивність живильника (дозатора), $\text{кг}/\text{с}$

$$G_M = G_V \rho_{\text{т}} \mu_{\text{т}},$$

де $\mu_{\text{т}}$ – коефіцієнт розпушення сипкого матеріалу; $\rho_{\text{т}}$ – істинна густина сипкого матеріалу, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Завдання для розрахунку

Визначити об'ємну й масову продуктивність барабанного живильника (дозатора) коміркового типу для подавання сипкого матеріалу. Параметри живильника (дозатора): об'єм комірки барабана $V_{\text{ком}}$, кількість комірок барабана $i_{\text{ком}}$, частота обертання барабана n . Властивості й характеристики сипкого матеріалу: коефіцієнт розпушення $\mu_{\text{т}}$, істинна густина $\rho_{\text{т}}$ (табл. 1.12).

Таблиця 1.12. Вихідні дані для розрахунку барабанного живильника (дозатора)

Варі- ант	Твердий матеріал	$\rho_{\text{т}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$	$V_{\text{ком}}$, м^3	n , с^{-1}	Варі- ант	$\mu_{\text{тк}}$	i
1	Апатит	2800	0,0005	0,10	1	0,20	6
2	Антрацит	1600	0,0006	0,15	2	0,25	7
3	Бетон	2300	0,0007	0,20	3	0,30	8
4	Гіпс	2690	0,0008	0,25	4	0,35	9
5	Граніт	3300	0,0009	0,30	5	0,40	10
6	Вапняк високої густини	3000	0,0010	0,35	6	0,45	11
7	Вапняк низької густини	2800	0,0015	0,40	7	0,50	12
8	Вапняк пористий	2600	0,0020	0,45	8	0,55	13
9	Колчедан	5200	0,0025	0,50	9	0,60	14
0	Мергель	2800	0,0030	0,55	0	0,65	15

Приклад розрахунку барабанного живильника (дозатора) коміркового типу

Визначити об'ємну й масову продуктивність барабанного живильника (дозатора) для подавання сипкого апатиту. Параметри живильника (дозатора): об'єм комірки барабана $V_{\text{ком}} = 0,00055 \text{ м}^3$, кількість комірок барабана $i_{\text{ком}} = 6$, частота обертання барабана $n = 0,15 \text{ с}^{-1}$. Властивості й характеристики апатиту: коефіцієнт розпушення $\mu_t = 0,4$, істинна густина $\rho_t = 2800 \text{ кг/м}^3$.

Розрахунок

1. Об'ємна продуктивність живильника (дозатора)

$$G_V = V_{\text{ком}} i_{\text{ком}} n = 0,00055 \cdot 6 \cdot 0,15 = 4,95 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Масова продуктивність живильника (дозатора)

$$G_M = 4,95 \cdot 10^{-4} \cdot 2800 \cdot 0,4 = 0,554 \text{ кг/с}.$$

Висновок

Продуктивність барабанного живильника (дозатора) для подавання сипкого апатиту:

- об'ємна – $4,95 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$;
- масова – $0,554 \text{ кг/с}$.

1.5.2. Розрахунок шнекового живильника

Шнекові (гвинтові) живильники застосовують для подавання сипких матеріалів у промисловості будівельних матеріалів (рис. 1.11).

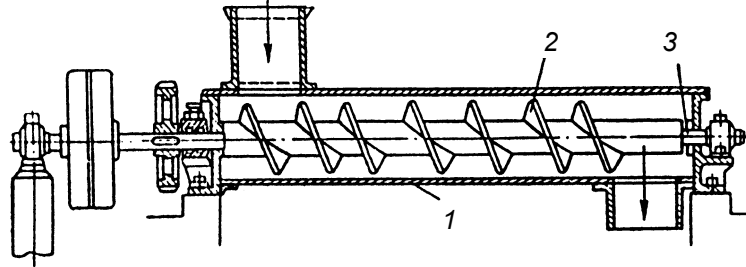


Рис. 1.11. Схема шнекового (гвинтового) живильника: 1 – корпус; 2 – шнек; 3 – вал

Мета розрахунку – визначення продуктивності шнекового (гвинтового) живильника.

Позначення вихідних величин

- D – діаметр гребеня шнека, м;
- G_M – масова продуктивність живильника (дозатора), кг/с;
- G_V – об’ємна продуктивність живильника (дозатора), м³/с;
- n – частота обертання шнека, с⁻¹;
- S – крок навивки шнека, м;
- φ – коефіцієнт заповнення корпуса сипким матеріалом;
- μ_T – коефіцієнт розпушення сипкого матеріалу;
- ρ_T – істинна густина сипкого матеріалу, кг/м³.

Порядок розрахунку

1. Об’ємна продуктивність живильника (дозатора), м³/с

$$G_V = \frac{\pi D^2}{4} S n \varphi,$$

де D – діаметр гребеня шнека, м; S – крок навивки шнека, м; n – частота обертання шнека, с⁻¹; φ – коефіцієнт заповнення корпуса сипким матеріалом (для кускового матеріалу $\varphi = 0,20 \dots 0,33$; для порошкоподібного з підпором – $\varphi = 1,0$).

2. Масова продуктивність живильника (дозатора), кг/с

$$G_M = G_V \rho_T \mu_T,$$

де μ_T – коефіцієнт розпушення сипкого матеріалу; ρ_T – істинна густина сипкого матеріалу, кг/м³.

Завдання для розрахунку

Визначити об'ємну й масову продуктивність шнекового (гвинтового) живильника для подавання сипкого матеріалу. Параметри живильника (дозатора): діаметр гребеня шнека D , крок навивки шнека S , коефіцієнт заповнення корпуса сипким матеріалом ϕ , частота обертання шнека n . Властивості й характеристики сипкого матеріалу: коефіцієнт розпушення μ_t , істинна густина ρ_t (табл. 1.13).

Таблиця 1.13. Вихідні дані для розрахунку шнекового (гвинтового) живильника

Варі- ант	Твердий матеріал	ρ_t , кг/м ³	D , м	ϕ	Варі- ант	S , м	$\mu_{тк}$	n , с ⁻¹
1	Апатит	2800	0,16	0,20	1	$0,6 \cdot D$	0,20	1,10
2	Антрацит	1600	0,18	0,22	2	$0,7 \cdot D$	0,25	1,15
3	Бетон	2300	0,20	0,24	3	$0,8 \cdot D$	0,30	1,20
4	Гіпс	2690	0,22	1,0	4	$0,9 \cdot D$	0,35	1,25
5	Граніт	3300	0,24	0,28	5	$1,0 \cdot D$	0,40	1,30
6	Вапняк високої густини	3000	0,26	0,30	6	$1,1 \cdot D$	0,45	1,35
7	Вапняк низької густини	2800	0,28	0,31	7	$1,2 \cdot D$	0,50	1,40
8	Вапняк пористий	2600	0,30	0,32	8	$1,3 \cdot D$	0,55	1,45
9	Колчедан	5200	0,32	0,33	9	$1,4 \cdot D$	0,60	1,50
0	Мергель	2800	0,34	0,26	0	$1,5 \cdot D$	0,65	1,55

Приклад розрахунку шнекового живильника

Визначити об'ємну й масову продуктивність шнекового (гвинтового) живильника для подавання сипкого апатиту. Параметри живильника (дозатора): діаметр гребеня шнека $D=0,2$ м, крок навивки шнека $S=0,2$ м, коефіцієнт заповнення корпуса сипким матеріалом $\phi=0,3$, частота обертання шнека $n=1,2$ с⁻¹. Властивості й характеристики апатиту: коефіцієнт розпушення $\mu_t=0,4$, істинна густина $\rho_t=2800$ кг/м³.

Розрахунок

1. Об'ємна продуктивність живильника (дозатора)

$$G_V = \frac{\pi D^2}{4} S n \phi = \frac{\pi \cdot 0,2^2}{4} 0,2 \cdot 1,2 \cdot 0,3 = 2,26 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Масова продуктивність живильника (дозатора)

$$G_M = 2,26 \cdot 10^{-3} \cdot 2800 \cdot 0,4 = 2,53 \text{ кг/с}.$$

Висновок

Продуктивність шнекового (гвинтового) живильника для подавання сипкого апатиту:

- об'ємна – $2,26 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$;
- масова – 2,53 кг/с.

1.5.3. Питання для самоконтролю

1. Обґрунтуйте необхідність застосування живильників і дозаторів у механічних процесах хімічної технології.
2. У чому полягає принципова різниця між живильниками й дозаторами?
3. Обґрунтуйте основні методи дозування сипких матеріалів у хімічній технології й промисловості будівельних матеріалів.

1.6. Транспортування сипких матеріалів

1.6.1. Розрахунок транспортувальних труб

Транспортувальна труба представляє собою циліндричний барабан з гладкою або здебільшого гвинтовою внутрішньою поверхнею, утвореною привареною до барабана металевою стрічкою. Барабан через бандажі спирається на ролики та обертається зубчастою передачею.

Сипкий матеріал, призначений для транспортування, вводиться в трубу з одного її кінця. Під час обертання труби матеріал пересипається й поступово рухається вздовж труби до її протилежного кінця. Для цього труби з гладкою внутрішньою поверхнею встановлюються з нахилом у бік розвантажувального кінця труби. Труби з гвинтовою внутрішньою поверхнею зазвичай встановлюють горизонтально.

Діаметр транспортувальних труб становить 200...1200 мм, довжина (за умови одного приводу) – 20...25 м, частота обертання – 14...45 об/хв (менші значення відповідають трубам більшого діаметра).

Переваги транспортувальних труб: велика продуктивність (з можливістю регулювання в широкому діапазоні значень продуктивності), герметичність (забезпечується ефективне транспортування дрібнодисперсних матеріалів та матеріалів, шкідливих для навколишнього середовища та здоров'я людини), простота виготовлення та обслуговування, висока надійність, забезпечують змішувальний ефект транспортованого матеріалу.

Поперечний переріз транспортувальної труби наведено на рис. 1.12.

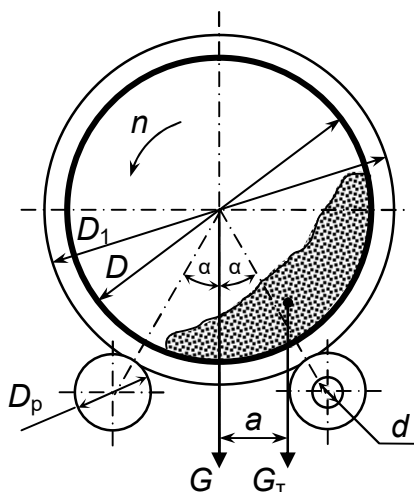


Рис. 1.12. Поперечний переріз транспортувальної труби:

G – сила тяжіння труби, Н; G_T – сила тяжіння сипкого матеріалу, Н; α – центральний кут між вертикальною віссю труби й лінією, що проходить через центр опорного ролика, ...°;
 D – внутрішній діаметр барабана, м; D_1 – зовнішній діаметр бандажу, м; D_p – діаметр опорного ролика, м; n – частота обертання труби, с^{-1} ; a – відстань між вертикальною віссю труби й центром мас шару сипкого матеріалу в обертовій трубі, м;
 d – діаметр цапф осі опорного ролика, м

Недоліки транспортувальних труб: значні матеріало- та енергоємність, великі габаритні розміри, значне зношування барабана в разі транспортування абразивних матеріалів.

Мета розрахунку – визначення частоти обертання й масової продуктивності транспортувальної труби та потужності приводу.

Позначення вихідних величин

$D_{\text{зовн}} \times \delta$ – зовнішній діаметр \times товщина стінки транспортувальної труби, м;

L – довжина транспортувальної труби, м;

$M_{\text{тр}}$ – маса одного метра труби, з якої виготовлено транспортувальну трубу, кг/м;

η – коефіцієнт корисної дії приводу транспортувальної труби;

$\rho_{\text{тн}}$ – насипна густина транспортованого сипкого матеріалу, кг/м³.

Порядок розрахунку

1. Внутрішній діаметр транспортувальної труби, м

$$D = D_{\text{зовн}} - 2\delta.$$

2. Критична частота обертання транспортувальної труби, с⁻¹

$$n_{\text{кр}} = \frac{0,705}{\sqrt{D}}.$$

3. Частота обертання транспортувальної труби, с⁻¹

$$n = (0,5 \dots 0,6)n_{\text{кр}}.$$

4. Масова продуктивність транспортувальної труби з гвинтовою внутрішньою поверхнею, т/год

$$G = 0,9\pi D^2 S n \psi \rho_{\text{тн}},$$

де S – крок гвинтової стрічки на внутрішній поверхні барабана, м (зазвичай $S=0,5D$), м; ψ – коефіцієнт заповнення барабана транспортованим матеріалом (для горизонтальних труб $\psi=0,2 \dots 0,3$); $\rho_{\text{т}}$ – насипна густина подрібнюваного матеріалу, кг/м³.

5. Маса барабана з внутрішніми й зовнішніми пристроями (у тому числі з бандажами, башмаками тощо), кг

$$M = (1,5 \dots 1,7)M_{\text{тр}}L,$$

де $M_{\text{тр}}$ – теоретична маса 1 м труби, кг; L – довжина барабана транспортувальної труби, м.

6. Потужність холостого ходу транспортувальної труби, що витрачається на обертання порожньої труби, кВт

$$N_{xx} = \frac{6M(2k + fd)D_1n}{195D_p \cos \alpha},$$

де k – коефіцієнт тертя кочення ролика по бандажу ($k=0,0005$ м); f – коефіцієнт ковзання ролика по цапфі осі ролика ($f=0,15$); α – центральний кут між вертикальною віссю труби й лінією, що проходить через центр опорного ролика, ...° (зазвичай $\alpha = 30^\circ$); D_1 – зовнішній діаметр бандажа, м ($D_1 = (1,3 \dots 1,46)D$); D_p – діаметр опорного ролика, м ($D_p = (0,25 \dots 0,33)D_1$); d – діаметр цапф осі опорного ролика, м ($d = (0,2 \dots 0,3)D_p$).

7. Маса сипкого матеріалу в барабані, кг

$$M_T = \frac{5GL}{18Sn}.$$

8. Потужність робочого ходу транспортувальної труби, що витрачається під час транспортування сипкого матеріалу, кВт

$$N_1 = N_{xx} \left(\frac{M + M_T}{M} \right).$$

9. Потужність, що витрачається на піднімання сипкого матеріалу в обертовому барабані, кВт

$$N_2 = \frac{12M_T a n}{195},$$

де a – відстань між вертикальною віссю труби й центром мас шару сипкого матеріалу в обертовій трубі, м (зазвичай $a = 0,4D$).

10. Потужність привода транспортувальної труби, кВт

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta},$$

де $\eta_{пр}$ – коефіцієнт корисної дії привода транспортувальної труби.

Завдання для розрахунку

Визначити частоту обертання й масову продуктивність транспортувальної труби та потужність її приводу під час транспортування сипкого матеріалу насипною густиною $\rho_{тн}$. Коефіцієнт корисної дії привода транспортувальної труби η . Параметри елементів труби: розміри поперечного перерізу (зовнішній діаметр \times товщина стінки, мм) $D_{зовн} \times \delta$, довжина L , маса одного метра труби, з якої виготовлено барабан, $M_{тр}$ (табл. 1.14).

Таблиця 1.14. Вихідні дані для розрахунку транспортувальної труби

Варі- ант	Труба $D_{\text{зовн}} \times \delta$, мм	$M_{\text{тр}}$, кг/м	Варі- ант	$\rho_{\text{тн}}$, кг/м ³	L , м	η
1	Ø219×8	41,629	1	2800	15	0,85
2	Ø325×8	62,542	2	1600	16	0,84
3	Ø426×10	102,592	3	2300	17	0,83
4	Ø530×10	128,240	4	2690	18	0,82
5	Ø630×10	152,901	5	3300	19	0,81
6	Ø720×10	175,097	6	3000	20	0,80
7	Ø820×10	199,758	7	2800	21	0,79
8	Ø920×10	224,420	8	2600	22	0,78
9	Ø1020×12	249,070	9	5200	23	0,77
0	Ø1220×12	357,470	0	2800	24	0,76

Приклад розрахунку транспортувальної труби

Визначити частоту обертання й масову продуктивність транспортувальної труби та потужність її приводу під час транспортування сипкого матеріалу насипною густиною $\rho_{\text{тн}}=500 \text{ кг/м}^3$. Коефіцієнт корисної дії привода транспортувальної труби $\eta=0,8$. Параметри елементів труби: розміри поперечного перерізу (зовнішній діаметр \times товщина стінки, мм) Ø1020×12, довжина $L=21 \text{ м}$, маса одного метра труби, з якої виготовлено барабан, $M_{\text{тр}}=249,07 \text{ кг/м}$.

Розрахунок

1. Внутрішній діаметр транспортувальної труби, м

$$D = D_{\text{зовн}} - 2\delta = 1,02 - 2 \cdot 0,012 = 0,996 \text{ м.}$$

2. Критична частота обертання транспортувальної труби

$$n_{\text{кр}} = \frac{0,705}{\sqrt{D}} = \frac{0,705}{\sqrt{0,996}} = 0,706 \text{ с}^{-1}.$$

3. Частота обертання транспортувальної труби

$$n = (0,5 \dots 0,6)n_{\text{кр}} = (0,5 \dots 0,6) \cdot 0,706 = 0,353 \dots 0,424 \text{ с}^{-1}.$$

Остаточно беремо $n = 0,36 \text{ с}^{-1}$.

4. Масова продуктивність транспортувальної труби гвинтовою внутрішньою поверхнею

$$G = 0,9\pi D^2 S n \psi \rho_{\text{тн}} = 0,9 \cdot \pi \cdot 0,996^2 \cdot 0,5 \cdot 0,36 \cdot 0,2 \cdot 500 = 50,5 \text{ т/год},$$

де S – крок гвинтової стрічки на внутрішній поверхні барабана: $S=0,5D=0,5 \cdot 1=0,5 \text{ м}$; ψ – коефіцієнт заповнення барабана транспортованим матеріалом (для горизонтальної труби беремо $\psi=0,2$).

5. Маса барабана з внутрішніми й зовнішніми пристроями

$$M = (1,5 \dots 1,7) M_{\text{тр}} L = 1,6 \cdot 249,07 \cdot 21 = 8370 \text{ кг.}$$

6. Потужність холостого ходу транспортувальної труби, що витрачається на обертання порожньої труби

$$N_{\text{xx}} = \frac{6M(2k + fd)D_1 n}{195 D_p \cos \alpha} = \frac{6 \cdot 8370 \cdot (2 \cdot 0,0005 + 0,15 \cdot 0,08) \cdot 1,3 \cdot 0,36}{195 \cdot 0,32 \cdot \cos 30^\circ} = 5,65 \text{ кВт,}$$

де D_1 – зовнішній діаметр бандажу, м: $D_1 = 1,3D = 1,3 \cdot 1 = 1,3$ м; D_p – діаметр опорного ролика, м: $D_p = 0,25 \cdot D_1 = 0,25 \cdot 1,3 = 0,32$ м; d – діаметр цапф осі опорного ролика, м: $d = 0,25 \cdot D_p = 0,25 \cdot 0,32 = 0,08$ м.

7. Маса сипкого матеріалу в барабані

$$M_{\text{т}} = \frac{5GL}{18Sn} = \frac{5 \cdot 50,5 \cdot 21}{18 \cdot 0,5 \cdot 0,36} = 1637 \text{ кг.}$$

8. Потужність робочого ходу транспортувальної труби, що витрачається під час транспортування сипкого матеріалу

$$N_1 = N_{\text{xx}} \left(\frac{M + M_{\text{т}}}{M} \right) = 5,65 \cdot \left(\frac{8370 + 1637}{8370} \right) = 6,76 \text{ кВт.}$$

9. Потужність, що витрачається на піднімання сипкого матеріалу в обертovому барабані

$$N_2 = \frac{12M_{\text{т}}an}{195} = \frac{12 \cdot 1637 \cdot 0,4 \cdot 0,36}{195} = 14,5 \text{ кВт,}$$

де a – відстань між вертикальною віссю труби й центром мас шару сипкого матеріалу в обертovій трубi: $a = 0,4D = 0,4 \cdot 1 = 0,4$ м).

10. Потужність привода транспортувальної труби, кВт

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta} = \frac{6,76 + 14,5}{0,8} = 26,6 \text{ кВт.}$$

Висновок

Розрахункові параметри млина:

- частота обертання транспортувальної труби – $0,36 \text{ с}^{-1}$ (21,6 об/хв);
- масова продуктивності млина – 50,5 т/год ;
- потужність привода транспортувальної труби – 26,6 кВт.

1.6.2. Розрахунок установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу

Пневматичний транспорт – це сукупність засобів для транспортування сипкого матеріалу шляхом надання йому швидкості газу, що рухається в трубопроводі, тому цей вид транспорту належить до гідромеханічних процесів та обладнання (рис. 1.13).

Пневматичний транспорт з малим вмістом сипкого матеріалу в потоці призначений для транспортування сипких матеріалів за умови їх вмісту в потоці газу (зазвичай повітря) не більше 60% (мас.).

Мета розрахунку – підбір труби для виготовлення трубопроводу установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу, а також визначення основних параметрів зазначеної установки, а саме швидкості потоку газу в трубопроводі, об'ємної витрати газу й потужності приводу вакуумної газодувки.

Позначення вихідних величин

- d_T – еквівалентний діаметр частинок сипкого матеріалу, м;
- G_T – масова продуктивність установки за сипким матеріалом, т/год;
- H – висота підйому сипкого матеріалу, м;
- $L_{пр}$ – приведена довжина трубопроводу;
- ρ_T – істинна густина частинок сипкого матеріалу, кг/м³;
- μ – коефіцієнт вмісту сипкого матеріалу в потоці газу;
- η – коефіцієнт корисної дії приводу газодувки.

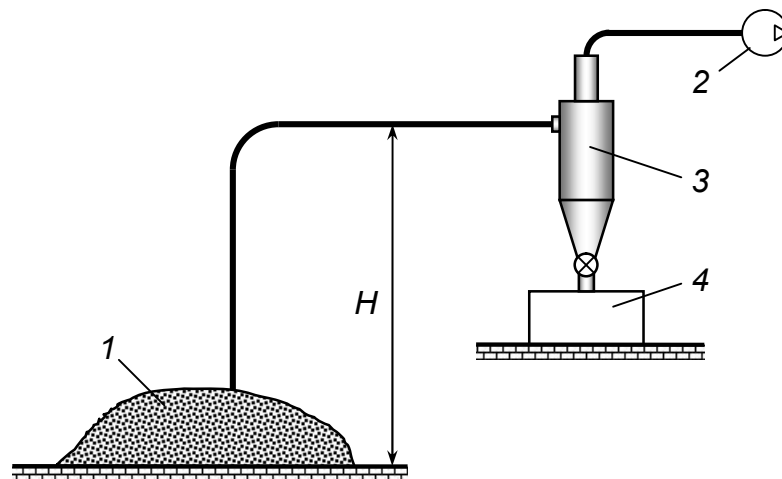


Рис. 1.13. Схема установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу:
1 – сипкий матеріал, призначений для транспортування; 2 – газодувка; 3 – циклон;
4 – приймальний бункер для транспортованого матеріалу

Порядок розрахунку

1. Значення швидкості початку пневмотранспорту (витання), м/с

$$w_{\text{пт}} = k \sqrt{\frac{\rho_{\text{т}}}{\rho_{\text{г}}}} d_{\text{т}},$$

де k – коефіцієнт; $\rho_{\text{т}}$ і $\rho_{\text{г}}$ – густина частинок сипкого матеріалу і газу, відповідно, кг/м^3 ; $d_{\text{т}}$ – еквівалентний діаметр частинок сипкого матеріалу, м.

Для $d_{\text{т}} = (0,01 \dots 70) \cdot 10^{-3}$ мм коефіцієнт $k = 10 \dots 170$, при цьому меншому значенню $d_{\text{т}}$ відповідає менше значення k . Отже, значення k можна визначити за залежністю $k = 170 - \left(\frac{0,07 - d_{\text{т}}}{0,06999} \right) 160$.

Для установок всмоктувального типу з повітрям як робочим газом залежно від величини вакууму $\rho_{\text{г}} = 0,80 \dots 0,95 \text{ кг/м}^3$.

2. Для транспортування сипкого матеріалу швидкість газу в трубопроводі має бути більше швидкості початку псевдо зрідження. При цьому найменша швидкість газу має місце на ділянці трубопроводу, де тиск газу близький до атмосферного, тобто біля сопла (на вході в трубопровід).

Швидкість газу біля сопла установки всмоктувального типу, м/с

$$w_{\text{в}} = \alpha \sqrt{\rho_{\text{г}}} + \beta L_{\text{пр}}^2,$$

де α – коефіцієнт, що враховує розмір частинок сипкого матеріалу; β – коефіцієнт, який дорівнює $\beta = (2 \dots 5) \cdot 10^{-5}$ (менші значення відповідають сухим пилоподібним матеріалам); $L_{\text{пр}}$ – приведена довжина трубопроводу, м.

Для $d_{\text{т}} = 0,001 \dots 80$ мм коефіцієнт $\alpha = 10 \dots 25$ (табл. 1.15).

Таблиця 1.15. Значення коефіцієнта α залежно від розміру частинок сипкого матеріалу

Еквівалентний діаметр частинок сипкого матеріалу $d_{\text{т}}$, мм	Значення коефіцієнта α
від 0,001 до 1	10–16
від 1 до 10	17–20
від 10 до 20	21–22
від 40 до 80	23–25

Залежно від значення $d_{\text{т}}$ коефіцієнт α можна обчислити за залежністю:

$$\alpha = \alpha_{\text{max}} - \left(\frac{d_{\text{т max}} - d_{\text{т}}}{d_{\text{т max}} - d_{\text{т min}}} \right) (\alpha_{\text{max}} - \alpha_{\text{min}}),$$

де $d_{\text{т max}}$, $d_{\text{т min}}$ – максимальне й мінімальне граничне значення діапазону $d_{\text{т}}$, до якого потрапляє величина $d_{\text{т}}$ аналізованого сипкого матеріалу, відповідно, мм;

α_{\max} , α_{\min} – максимальне й мінімальне граничне значення коефіцієнта α для зазначеного діапазону d_t , відповідно.

Приведена довжина трубопроводу

$$L_{\text{пр}} = \sum l_{\text{г}} + \sum l_{\text{в}} + \sum l_{\text{к}} + \sum l_{\text{п}},$$

де $\sum l_{\text{г}}$ – сума довжин горизонтальних ділянок трубопроводу, м; $\sum l_{\text{в}}$ – сума довжин вертикальних ділянок трубопроводу, м; $\sum l_{\text{к}}$ – сума довжин, еквівалентних відводам (колінам) трубопроводу, м; $\sum l_{\text{п}}$ – сума довжин, еквівалентних перемикачам потоку трубопроводу, м.

Значення $L_{\text{пр}}$ для установок всмоктувального типу зазвичай не перевищує 100 м.

3. Робоча швидкість газу в трубопроводі, м/с

$$w_{\text{г}} = (1,5 \dots 3,0) w_{\text{пт}}.$$

При цьому більші значення робочої швидкості беруть для трубопроводів більшої приведеної довжини.

4. Площа живого перерізу трубопроводу, м²

$$F_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{т}}}{3,6 \rho_{\text{г}} w_{\text{г}} \mu},$$

де $G_{\text{т}}$ – масова продуктивність трубопроводу за сипким матеріалом, т/год; μ – коефіцієнт вмісту сипкого матеріалу в потоці газу, тобто відношення масової продуктивності транспортованого сипкого матеріалу до масової продуктивності газу в трубопроводі, % (мас.).

5. Об'ємна витрата газу, м³/с

$$V_{\text{г}} = \alpha' F_{\text{тр}} w_{\text{г}},$$

де α' – коефіцієнт, що враховує нещільності трубопроводу; $\alpha' = 1,1$.

6. Розрахунковий внутрішній діаметр трубопроводу, м

$$D'_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{г}}}{\pi w_{\text{г}}}}.$$

7. Визначаємо виконавчий внутрішній діаметр трубопроводу, м.

З урахуванням значення розрахункового внутрішнього діаметра трубопроводу відповідно до ГОСТ 8732–74 підбираємо стандартну трубу з ряду (зазначено зовнішній діаметр труб $D_{\text{зовн}}$), мм: 20; 25; 32; 42; 45; 50; 57; 63,5; 76; 89; 102; 114; 127; 133; 146; 159; 168; 180; 203; 219; 245; 273; 299; 325.

Тоді виконавчий внутрішній діаметр трубопроводу становитиме

$$D_{\text{вн}} = D_{\text{зовн}} - 2\delta_{\text{тр}},$$

де $\delta_{\text{тр}}$ – товщина стінки труби, м.

8. Тиск, потрібний для піднімання сипкого матеріалу на висоту H (м), Па

$$p_H = gH\rho_{\Gamma}\mu,$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

9. Тиск у кінцевій точці всмоктувального трубопроводу, Па

$$p_K = 98066,5 \sqrt{1 - \frac{\beta \mu L_{\text{пр}} w_B^2}{D_{\text{BH}}}} \mp p_H,$$

де β – коефіцієнт, який для всмоктувальних трубопроводів становить $\beta = 1,5 \cdot 10^{-7}$.

При цьому для всмоктувальних трубопроводів знак «+» перед p_H стосується руху сипкого матеріалу вниз, а знак «-» – вгору.

10. Тиск у вакуумній газодувці, Па

$$p_{\text{вг}} = (98066,5 - p_K) \alpha'' + p_B,$$

де α'' – коефіцієнт втрат тиску в завантажувальному пристрої: $\alpha'' = 1,15 \dots 1,25$; p_B – втрати тиску в підвідному газопроводі, Па; для всмоктувальних трубопроводів $p_B = 1961$ Па).

11. Залежно від значення тиску у вакуумній газодувці $p_{\text{вг}}$ за табл. 1.16 визначаємо теоретичну роботу вакуумної газодувки, віднесена до 1 м^3 всмоктуваного газу $L_{\text{вг}}$, Дж.

Таблиця 1.16. Теоретична робота вакуумної газодувки, віднесена до 1 м^3 всмоктуваного газу залежно від тиску у вакуумній газодувці

Тиск у вакуумній газодувці $p_{\text{вг}}$, Па	Теоретична робота вакуумної газодувки, віднесена до 1 м^3 всмоктуваного газу, Дж/м ³
58840 (≈ 60000)	46091 (≈ 46100)
68647 (≈ 70000)	40207 (≈ 40200)
78453 (≈ 80000)	34323 (≈ 34300)
88260 (≈ 90000)	26478 (≈ 26500)

Якщо визначене в п. 10 значення тиску у вакуумній газодувці $p_{\text{вг}}$ лежить у межах значень табл. 1.16, то для визначення відповідного значення теоретичної роботи $L_{\text{вг}}$ можна скористатися формулою лінійної інтерполяції

$$L_{\text{вг}} = L_{\text{вг}}(p_{\text{вг max}}) - \left(\frac{p_{\text{вг max}} - p_{\text{вг}}}{p_{\text{вг max}} - p_{\text{вг min}}} \right) (L_{\text{вг}}(p_{\text{вг max}}) - L_{\text{вг}}(p_{\text{вг min}})) =,$$

де $p_{\text{вг max}}$, $p_{\text{вг min}}$ – максимальне й мінімальне граничне значення діапазону тиску у вакуумній газодувці (Па), до якого потрапляє величина $p_{\text{вг}}$, відповідно; $L_{\text{вг } p(\text{вг max})}$, $L_{\text{вг } p(\text{вг min})}$ – максимальне й мінімальне граничне значення теоретичної роботи $L_{\text{вг}}$ (Дж/м³) для зазначеного діапазону $p_{\text{вг}}$, відповідно (див. табл. 1.16).

Якщо визначене в п. 10 значення тиску у вакуумній газодувці $p_{\text{вг}}$ виходить за межі значень табл. 1.16, то для визначення відповідного значення теоретичної роботи $L_{\text{вг}}$ можна скористатися формулою лінійної екстраполяції

$$L_{\text{вг}} = L_{\text{вг } (p_{\text{вг min}})} + \left(\frac{p_{\text{вг}} - p_{\text{вг min}}}{p_{\text{вг max}} - p_{\text{вг min}}} \right) (L_{\text{вг } (p_{\text{вг max}})} - L_{\text{вг } (p_{\text{вг min}})}),$$

де $p_{\text{вг max}}$, $p_{\text{вг min}}$ – максимальне й мінімальне значення діапазону тиску у вакуумній газодувці, найближчого до визначеного в п. 10 значення тиску $p_{\text{вг}}$ (Па); $L_{\text{вг } p(\text{вг max})}$, $L_{\text{вг } p(\text{вг min})}$ – значення теоретичної роботи $L_{\text{вг}}$ (Дж/м³), які відповідають значенням тиску $p_{\text{вг max}}$ і $p_{\text{вг min}}$ (див. табл. 1.16).

12. Потужність приводу вакуумної газодувки, кВт

$$N_{\text{вг}} = \frac{L_{\text{вг}} V_{\text{г}}}{10^3 \eta},$$

η – коефіцієнт корисної дії приводу вакуумної газодувки.

Завдання для розрахунку

Підібрати трубу для виготовлення трубопроводу установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу густиною $\rho_{\text{т}}$, а також визначити основних параметри зазначеної установки, а саме швидкість потоку газу в трубопроводі, об'ємну витрату повітря й потужності приводу вакуумної газодувки. Масова продуктивність установки за сипким матеріалом $G_{\text{т}}$, еквівалентний діаметр частинок сипкого матеріалу $d_{\text{т}}$, коефіцієнт вмісту сипкого матеріалу в потоці газу μ , приведена довжина трубопроводу $L_{\text{тр}}$, висота підйому сипкого матеріалу H , η – коефіцієнт корисної дії приводу газодувки (табл. 1.17).

Таблиця 1.17. Вихідні дані для розрахунку установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу

Варіант	G_T , кг/Год	d_T , мм	μ	H , м	Варіант	ρ_T , кг/м ³	$L_{пр}$, м	η
1	3000	0,3	5	+5	1	1250	10	0,60
2	2500	0,5	6	+7	2	2250	35	0,62
3	2250	0,7	7	-3	3	3750	13	0,63
4	2000	1,0	8	-5	4	3000	33	0,65
5	1750	1,2	9	+10	5	2250	15	0,67
6	1500	1,5	10	+3	6	1750	30	0,68
7	1250	2,0	11	-1	7	1250	17	0,70
8	1000	2,5	12	-2	8	1000	27	0,72
9	750	3,0	13	+4	9	930	21	0,73
0	500	4,0	15	+6	0	900	23	0,75

Примітка. У стовпчику « H , м» знак «+» стосується підйому сипкого матеріалу на верхній рівень, а знак «-» – його опусканню на нижній рівень. Під час розрахунку відповідне значення висоти H підйому (опускання) сипкого матеріалу в формулу п. 6 підставляти в абсолютній величині (без урахування знака в табл. 1.17).

Приклад розрахунку установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу

Підібрати трубу для виготовлення трубопроводу установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу густиною $\rho_T = 950 \text{ кг/м}^3$, а також визначити основних параметри зазначеної установки, а саме швидкість потоку газу в трубопроводі, об'ємну витрату повітря й потужності приводу вакуумної газодувки. Масова продуктивність установки за сипким матеріалом $G_T = 500 \text{ кг/год}$, еквівалентний діаметр частинок сипкого матеріалу $d_T = 3 \text{ мм}$, коефіцієнт вмісту сипкого матеріалу в потоці газу $\mu = 13$, приведена довжина трубопроводу $L_{пр} = 31 \text{ м}$ висота підйому сипкого матеріалу $H = 5 \text{ м}$, $\eta = 0,7$ – коефіцієнт корисної дії привода газодувки.

Розрахунок

1. Значення швидкості початку пневмотранспорту (витання)

$$w_{пт} = k \sqrt{\frac{\rho_T}{\rho_r} d_T} = 16,8 \sqrt{\frac{950}{0,9} 0,003} = 29,9 \text{ м/с},$$

де k – коефіцієнт, який залежить від еквівалентного діаметра частинок сипкого матеріалу $k = 170 - \left(\frac{0,07 - d_T}{0,06999} \right) 160 = 170 - \left(\frac{0,07 - 0,003}{0,06999} \right) 160 = 16,8$; ρ_r – густина повітря (як робочого газу), кг/м^3 .

2. Швидкість газу біля сопла установки всмоктувального типу

$$w_B = \alpha \sqrt{\rho_r} + \beta L_{\text{пр}}^2 = 17,7 \sqrt{0,9} + (2,5 \cdot 10^{-5}) \cdot 31^2 = 27,4 \text{ м/с},$$

де β – коефіцієнт, який дорівнює $\beta = (2 \dots 5) \cdot 10^{-5}$ (беремо $\beta = 2,5 \cdot 10^{-5}$); $L_{\text{пр}}$ – приведена довжина трубопроводу, м; α – коефіцієнт, що враховує розмір частинок сипкого матеріалу:

$$\alpha = \alpha_{\text{max}} - \left(\frac{d_{\text{T max}} - d_{\text{T}}}{d_{\text{T max}} - d_{\text{T min}}} \right) (\alpha_{\text{max}} - \alpha_{\text{min}}) = 20 - \left(\frac{10 - 3}{10 - 1} \right) (20 - 17) = 17,7,$$

де $d_{\text{T max}}$, $d_{\text{T min}}$ – максимальне й мінімальне граничне значення діапазону d_{T} , до якого потрапляє величина d_{T} аналізованого сипкого матеріалу, відповідно; α_{max} , α_{min} – максимальне й мінімальне граничне значення коефіцієнта α для зазначеного діапазону d_{T} , відповідно (див. табл. 1.15).

3. Робоча швидкість газу в трубопроводі, м/с

$$w_r = (1,5 \dots 3,0) w_{\text{пт}} = 29,9 \cdot 2 = 59,8 \text{ м/с}.$$

4. Площа живого перерізу трубопроводу

$$F_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{T}}}{3,6 \rho_r w_r \mu} = \frac{0,5}{3,6 \cdot 0,9 \cdot 59,8 \cdot 13} = 2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2,$$

де G_{T} – масова продуктивність трубопроводу за сипким матеріалом, т/год; μ – коефіцієнт вмісту сипкого матеріалу в потоці газу, тобто відношення масової продуктивності транспортованого сипкого матеріалу до масової продуктивності газу в трубопроводі, % (мас.).

5. Об'ємна витрата газу

$$V_r = \alpha' F_{\text{тр}} w_r = 1,1 \cdot (2 \cdot 10^{-4}) \cdot 59,8 = 0,0132 \text{ м}^3/\text{с},$$

де α' – коефіцієнт, що враховує нещільності трубопроводу; $\alpha' = 1,1$.

6. Розрахунковий внутрішній діаметр трубопроводу, м

$$D'_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4V_r}{\pi w_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0132}{\pi \cdot 59,8}} = 0,0053 \text{ м}.$$

7. Визначаємо виконавчий внутрішній діаметр трубопроводу, м.

З урахуванням значення розрахункового внутрішнього діаметра трубопроводу відповідно до ГОСТ 8732–74 підбираємо стандартну трубу із зовнішнім діаметром труб $D_{\text{зовн}} = 63,5$ мм і товщиною стінки 3,5 мм.

Тоді виконавчий внутрішній діаметр трубопроводу становитиме

$$D_{\text{вн}} = D_{\text{зовн}} - 2\delta_{\text{тр}} = 0,0635 - 2 \cdot 0,0035 = 0,0565 \text{ м},$$

де $\delta_{\text{тр}}$ – товщина стінки труби, м.

8. Тиск, потрібний для піднімання сипкого матеріалу на висоту H (м)

$$p_H = g H \rho_r \mu = 9,81 \cdot 5 \cdot 0,9 \cdot 13 = 574 \text{ Па}.$$

9. Тиск у кінцевій точці всмоктувального трубопроводу, Па

$$p_k = 98066,5 \sqrt{1 - \frac{\beta \mu L_{\text{пр}} w_B^2}{d_{\text{BH}}}} \mp p_H =$$

$$= 98066,5 \sqrt{1 - \frac{(1,5 \cdot 10^{-7}) \cdot 13 \cdot 31 \cdot 27,4^2}{0,0565}} - 574 = 42925 \text{ Па},$$

де β – коефіцієнт, який для всмоктувальних трубопроводів становить $\beta = 1,5 \cdot 10^{-7}$.

При цьому, оскільки на вертикальній ділянці трубопроводу сипкий матеріал рухається вгору, то для перед p_H залишаємо знак «–».

10. Тиск у вакуумній газодувці, Па

$$p_{\text{вг}} = (98066,5 - p_k) \alpha'' + p_{\text{в}} =$$

$$= (98066,5 - 42925) \cdot 1,2 + 1961 = 68131 \text{ Па},$$

де α'' – коефіцієнт втрат тиску в завантажувальному пристрої: $\alpha'' = 1,15 \dots 1,25$; $p_{\text{в}}$ – втрати тиску в підвідному газопроводі, МПа.

11. Оскільки визначене в п. 10 значення тиску у вакуумній газодувці $p_{\text{вг}} = 68131$ Па лежить у межах значень табл. 1.16 (58840...88260 Па), то для визначення відповідного значення теоретичної роботи вакуумної газодувки $L_{\text{вг}}$, віднесеної до 1 м^3 всмоктуваного газу, скористаємося формулою лінійної інтерполяції

$$L_{\text{вг}} = L_{\text{вг}}(p_{\text{вг max}}) - \left(\frac{p_{\text{вг max}} - p_{\text{вг}}}{p_{\text{вг max}} - p_{\text{вг min}}} \right) (L_{\text{вг}}(p_{\text{вг max}}) - L_{\text{вг}}(p_{\text{вг min}})) =$$

$$= 40207 - \left(\frac{68647 - 68131}{68647 - 58840} \right) (40207 - 46091) = 40517 \text{ Дж/м}^3,$$

де $p_{\text{вг max}}$, $p_{\text{вг min}}$ – максимальне й мінімальне граничне значення діапазону тиску у вакуумній газодувці (Па), до якого потрапляє величина $p_{\text{вг}}$, відповідно; $L_{\text{вг } p(\text{вг max})}$, $L_{\text{вг } p(\text{вг min})}$ – максимальне й мінімальне граничне значення теоретичної роботи $L_{\text{вг}}$ (Дж/м³) для зазначеного діапазону $p_{\text{вг}}$, відповідно (див. табл. 1.16).

12. Потужність приводу вакуумної газодувки

$$N_{\text{вг}} = \frac{L_{\text{вг}} V_{\text{г}}}{10^3 \eta} = \frac{40517 \cdot 0,0132}{10^3 \cdot 0,7} = 0,764 \text{ кВт}.$$

Висновок

Основні параметри установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу:

- труба для виготовлення трубопроводу – $\varnothing 63,5 \times 3,5$ мм;
- швидкість потоку повітря в трубопроводі – 59,8 м/с;
- об’ємна витрата повітря – 0,0132 м³/с (47,5 м³/год);
- потужність приводу вакуумної газодувки – 0,764 кВт.

1.6.3. Питання для самоконтролю

1. Проаналізуйте основні методи транспортування сипких матеріалів у хімічній промисловості.
2. Обґрунтуйте критичну частоту обертання транспортувальної труби.
3. Від якого параметра барабана транспортувальної труби залежать значення діаметра бандажів та опорних роликів?
4. На що витрачається енергія приводу транспортувальної труби?
5. Проаналізуйте переваги й недоліки транспортувальних труб.
6. Проаналізуйте переваги й недоліки пневматичного транспорту.
7. Проаналізуйте різницю між всмоктувальними й нагнітальними установками пневматичного транспорту.

2. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

2.1. Розділення рідких і газових неоднорідних систем

2.1.1. Розділення осадженням під дією сили тяжіння

Осадження під дією сили тяжіння (гравітаційне осадження, відстоювання) застосовують для розділення газових і рідких неоднорідних систем, наприклад, пилу, емульсій, суспензій.

При розділенні газових неоднорідних систем широко розповсюджені пиловловлювачі – апарати для очищення газу від завислих частинок. Найбільш простими серед пиловловлювачів є гравітаційні, тобто сухі механічні пиловловлювачі, в яких відділення завислих частинок від газового потоку здійснюється під дією сили тяжіння.

2.1.1.1. Розрахунок пилоосаджувальної камери

Багатополична пилоосаджувальна камера (рис. 2.1) використовується для попереднього (грубого) очищення гарячих пічних газів від твердих продуктів повного й неповного згоряння палива. Розміри уловлюваних частинок 5–20000 мкм, ступінь очищення 40–70%.

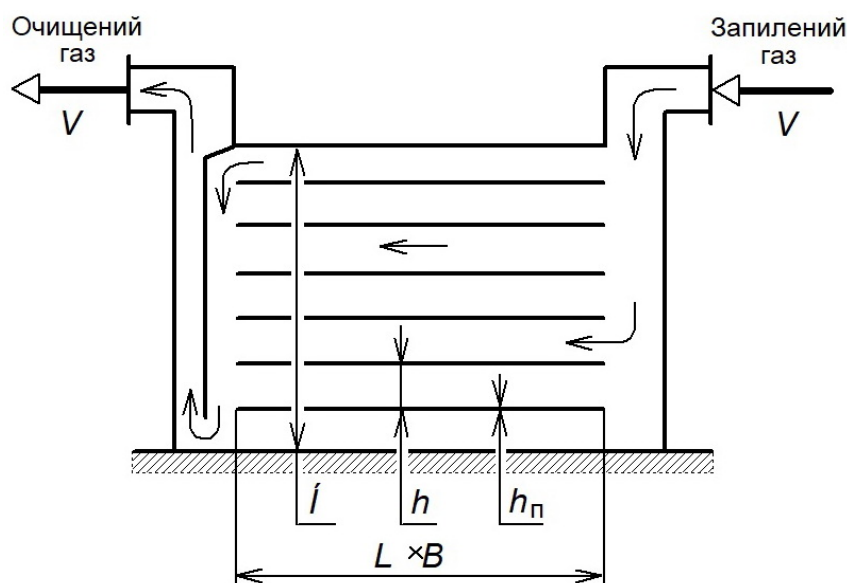


Рис. 2.1. Схема багатополичної пилоосаджувальної камери

При розрахунку камери задаються мінімальним розміром осаджуваних частинок d_{\min} , припускаючи, що більші частинки гарантовано осаджуються.

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору камери.

Позначення вихідних величин

- V^0 – об’ємна витрата газу за нормальних умов, м³/год;
 t – температура газу, °С;
 ρ_{Γ} – густина газу, кг/м³;
 ν_{Γ} – кінематична в’язкість газу, м²/с;
 d_{\min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;
 ρ_{τ} – густина матеріалу частинок, кг/м³;
 ψ_{τ} – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_{\Gamma}^2} \left(\frac{\rho_{\tau} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right),$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$\begin{aligned} Re_0 &= 0,056 Ar, & \text{коли} & Ar \leq 36; \\ Re_0 &= 0,152 Ar^{0,714}, & \text{коли} & 36 < Ar \leq 84\,000; \\ Re_0 &= 1,740 Ar^{0,5}, & \text{коли} & Ar > 84\,000. \end{aligned}$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 \nu_{\Gamma} / d_{\min}.$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_{τ} , м/с

$$w_{oc} = \psi_{\tau} w_0.$$

5. Об’ємна витрата газу за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

6. Поверхня осадження (загальна поверхня полиць), м²

$$F_0 = V / w_{oc}.$$

7. Розмірами полиць задаються.

Ширина полиці B обирається з інтервалу 1,5...3,0 м; довжина L – з інтервалу 2...3 м; товщина h_{Π} – з інтервалу 10...16 мм.

8. Розрахункова кількість полиць у камері:

$$n' = \frac{F_0}{LB}.$$

Дійсною кількістю полиць n є найближче ціле, яке більше, ніж n' .

9. Максимально допустима швидкість газу, при якій завислі частинки не виносяться з камери, м/с

$$w_{\max} = 3,6\sqrt{d_{\min}(\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma})/\rho_{\Gamma}}.$$

10. Робоча швидкість газу між полицями w береться рівною $(0,2...0,3) w_{\max}$, м/с

11. Час перебування газу в міжполичному просторі, с

$$\tau = L/w.$$

12. Відстань між полицями, м

$$h = \tau w_{\text{ос}}.$$

13. Висота поличної частини камери, м

$$H = n(h + h_{\Pi}).$$

14. Еквівалентний діаметр каналу прямокутного перерізу міжполичного простору, м

$$d_e = 2h, \quad \text{коли} \quad h/B \leq 0,1;$$

$$d_e = 2hB/(h + B), \quad \text{коли} \quad h/B > 0,1.$$

15. Критерій Рейнольдса для потоку газу в міжполичному просторі

$$\text{Re} = wd_e/\nu_{\Gamma}.$$

16. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу

$$\psi_K = 1,5, \quad \text{коли} \quad h/B < 0,1;$$

$$\psi_K = 0,83(h/B)^2 - 1,39(h/B) + 1,46, \quad \text{коли} \quad h/B \geq 0,1.$$

17. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = \frac{64\psi_K}{\text{Re}}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} \leq 2300;$$

$$\lambda = \frac{0,3164\psi_K}{\text{Re}^{0,75}}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} > 2300.$$

18. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma\zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{пр}} + 4\zeta_{90^\circ} + \zeta_{180^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{вих}},$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{\text{пр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{180^\circ} = 1,5$ – коефіцієнт, який

враховує поворот газу на 180° ; $\zeta_{\text{прз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{вих.}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата.

19. Гідравлічний опір пилоосаджувальної камери, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри та гідравлічний опір багатополічної пилоосаджувальної камери, призначеної для очищення V^0 газу від завислих твердих частинок. Мінімальний розмір уловлюваних частинок d_{min} , коефіцієнт їх форми $\psi_{\text{т}}$, густина матеріалу частинок $\rho_{\text{т}}$. Температура газу t , густина $\rho_{\text{г}}$, кінематична в'язкість $\nu_{\text{г}}$ (табл. 2.1).

Таблиця 2.1. Вихідні дані для розрахунку багатополічної пилоосаджувальної камери

Варіант	V^0 , м ³ /год	t , °C	$\rho_{\text{г}}$, кг/м ³	$\nu_{\text{г}} \cdot 10^6$, м ² /с	Варіант	$\rho_{\text{т}}$, кг/м ³	d_{min} , мм	$\psi_{\text{т}}$
1	3000	300	0,617	45,81	1	2500	0,008	0,77
2	3250	400	0,525	60,38	2	3190	0,020	0,66
3	3500	500	0,457	76,30	3	2600	0,010	0,58
4	3750	600	0,405	93,61	4	2400	0,016	0,51
5	4000	550	0,431	84,96	5	2200	0,015	0,46
6	4250	450	0,491	68,34	6	2650	0,011	0,70
7	4500	350	0,571	53,10	7	2100	0,014	0,48
8	4750	250	0,683	39,31	8	1300	0,012	0,73
9	5000	150	0,849	27,17	9	1500	0,018	0,50
0	5250	100	0,950	21,54	0	2900	0,009	0,65

Приклад розрахунку пилоосаджувальної камери

Визначити основні розміри та гідравлічний опір багатополічної пилоосаджувальної камери, призначеної для очищення $V^0 = 5250$ м³/год газу від завислих твердих частинок. Мінімальний розмір уловлюваних частинок $d_{\text{min}} = 0,009$ мм, коефіцієнт їх форми $\psi_{\text{т}} = 0,65$, густина матеріалу частинок $\rho_{\text{т}} = 2900$ кг/м³. Температура газу $t = 100^\circ\text{C}$, густина $\rho_{\text{г}} = 0,95$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_{\text{г}} = 21,54 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Розрахунок

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_{\varepsilon}^2} \left(\frac{\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}} \right) = \frac{9,81 \cdot (9 \cdot 10^{-6})^3}{(21,54 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2900 - 0,95}{0,95} \right) = 0,047,$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$Ar \leq 36, \text{ тоді } Re_0 = 0,056Ar = 0,056 \cdot 0,047 = 0,00263.$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = Re_0 \nu_{\text{г}} / d_{\min} = 0,00263 \cdot 21,54 \cdot 10^{-6} / 9 \cdot 10^{-6} = 0,0063 \text{ м/с}.$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми $\psi_{\text{т}}$

$$w_{\text{ос}} = \psi_{\text{т}} w_0 = 0,65 \cdot 0,0063 = 0,0041 \text{ м/с}.$$

5. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{5250}{3600} \left(\frac{100 + 273}{273} \right) = 1,99 \text{ м}^3/\text{с}.$$

6. Поверхня осадження (загальна поверхня полиць)

$$F_0 = V / w_{\text{ос}} = 1,99 / 0,0041 = 486 \text{ м}^2.$$

7. Задаємося розмірами полиць:

– ширина полиці $B = 1,5 \dots 3,0 \text{ м}$,

$$B = 2,5 \text{ м};$$

– довжина полиці $L = 2 \dots 3 \text{ м}$,

$$L = 2,5 \text{ м};$$

– товщина полиці $h_{\text{п}} = 10 \dots 16 \text{ мм}$,

$$h_{\text{п}} = 12 \text{ мм}.$$

8. Кількість полиць у камері з округленням до найближчого більшого цілого

$$n = \varepsilon \left(\frac{F_0}{LB} + 0,5 \right) = \left(\frac{486}{2,5 \cdot 2,5} + 0,5 \right) = 78,$$

де ε – функція округлення дробового числа до цілого.

9. Максимально допустима швидкість газу, при якій завислі частинки не виносяться з камери

$$w_{\max} = 3,6 \sqrt{d_{\min} (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}}) / \rho_{\text{г}}} = 3,6 \cdot \sqrt{9 \cdot 10^{-6} \cdot (2900 - 0,95) / 0,95} = 0,597 \text{ м/с.}$$

10. Робоча швидкість газу між полицями

$$w = (0,2 \dots 0,3) w_{\max} = (0,2 \dots 0,3) \cdot 0,597 = 0,119 \dots 0,179 \text{ м/с;}$$

Остаточню вибираємо $w = 0,15 \text{ м/с.}$

11. Час перебування газу в міжполичному просторі

$$\tau = L/w = 2,5/0,149 = 16,76 \text{ с.}$$

12. Відстань між полицями

$$h = \tau w_{\text{ос}} = 16,76 \cdot 0,0041 = 0,0687 \text{ м.}$$

13. Висота полицної частини камери

$$H = n(h + h_{\text{п}}) = 78 \cdot (0,0687 + 0,012) = 6,3 \text{ м.}$$

14. Еквівалентний діаметр каналу прямокутного перерізу міжполичного простору

$$h/B = 0,0687/2,5 = 0,0275 \leq 0,1, \text{ тоді } d_{\text{е}} = 2h = 2 \cdot 0,0687 = 0,137 \text{ м.}$$

15. Критерій Рейнольдса для потоку газу в міжполичному просторі

$$\text{Re} = w d_{\text{е}} / \nu_{\text{г}} = 0,149 \cdot 0,137 / 21,54 \cdot 10^{-6} = 951.$$

16. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу

$$h/B = 0,0687/2,5 = 0,0275 < 0,1, \text{ тоді } \psi_{\text{к}} = 1,5.$$

17. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\text{Re} \leq 2300, \text{ тоді } \lambda = \frac{64 \psi_{\text{к}}}{\text{Re}} = \frac{64 \cdot 1,5}{951} = 0,101.$$

18. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma \zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{рр}} + 4\zeta_{90^\circ} + \zeta_{180^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{вих}} = 0,5 + 1 + 1 \cdot 4 + 1,5 + 1 + 1 = 9,$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат;

$\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку;

$\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ;

$\zeta_{180^\circ} = 1,5$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 180° ;

$\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку;

$\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарату.

19. Гідравлічний опір пилоосаджувальної камери

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\Gamma} w^2}{2} = \left(0,101 \cdot \frac{2,5}{0,137} + 9 \right) \frac{0,95 \cdot 0,149^2}{2} = 0,114 \text{ Па.}$$

Висновок

Основні параметри пилоосаджувальної камери:

- ширина полиць – 2,5 м;
- довжина полиць – 2,5 м;
- товщина полиць – 12 мм;
- відстань між полицями – 0,0687 м;
- висота полицної частини камери – 6,3 м;
- загальна поверхня полиць – 486 м²;
- загальна кількість полиць – 78;
- гідравлічний опір – 0,114 Па.

2.1.1.2. Розрахунок гравітаційних гребкових відстійників

У гравітаційних відстійниках виділення дисперсної фази з дисперсійного середовища здійснюється під дією сили тяжіння. Такі відстійники дуже прості за конструкцією, але мають невелику ефективність і продуктивність, тому вони звичайно використовуються переважно для попереднього розділення грубих суспензій.

Найбільшого поширення набули відстійники безперервної дії, в яких злив освітленої рідини та видалення осаду виділеної твердої фази відбувається безперервно.

Широко використовуються одноярусні гребкові відстійники, які представляють собою невисокі циліндричні резервуари із злегка конічним днищем (рис. 2.2). Освітлена рідина відбирається з кільцевого жолобу у верхній частині резервуара, а згущена суспензія гребками переміщується до центрального розвантажувального патрубку, через який відкачується насосом. Під час роботи відстійника по його висоті утворюються три різні за структурою середовища зони: перша висотою h_1 – зона освітленої рідини, друга висотою h_2 – зона згущення суспензії і третя висотою h_3 – зона розташування лопатей гребка. Діаметр відстійника коливається від 1,8 до 30,0 м.

У цьому відстійнику можна також здійснювати й періодичне відстоювання.

Мета розрахунку – визначення основних розмірів гравітаційних гребкових відстійників безперервної й періодичної дії та їх продуктивності за потоками.

Позначення вихідних величин

d_{min} – найменший розмір уловлюваних частинок дисперсної фази, м;

G – маса вихідної суспензії, кг;

$G_{год}$ – масова витрата вихідної суспензії, кг/год;

n – середнє розведення дисперсної фази в зоні згущення відстійника, (кг рідини)/(кг твердої фази);

\bar{x}_k – масова частка дисперсної фази у згущеній суспензії;

$\bar{x}_п$ – масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії;

ρ_p – густина дисперсійного середовища, кг/м³;

ν_p – кінематична в'язкість дисперсійного середовища, м²/с;

ψ_t – коефіцієнт форми частинок дисперсної фази;

ρ_t – густина матеріалу частинок дисперсної фази, кг/м³.

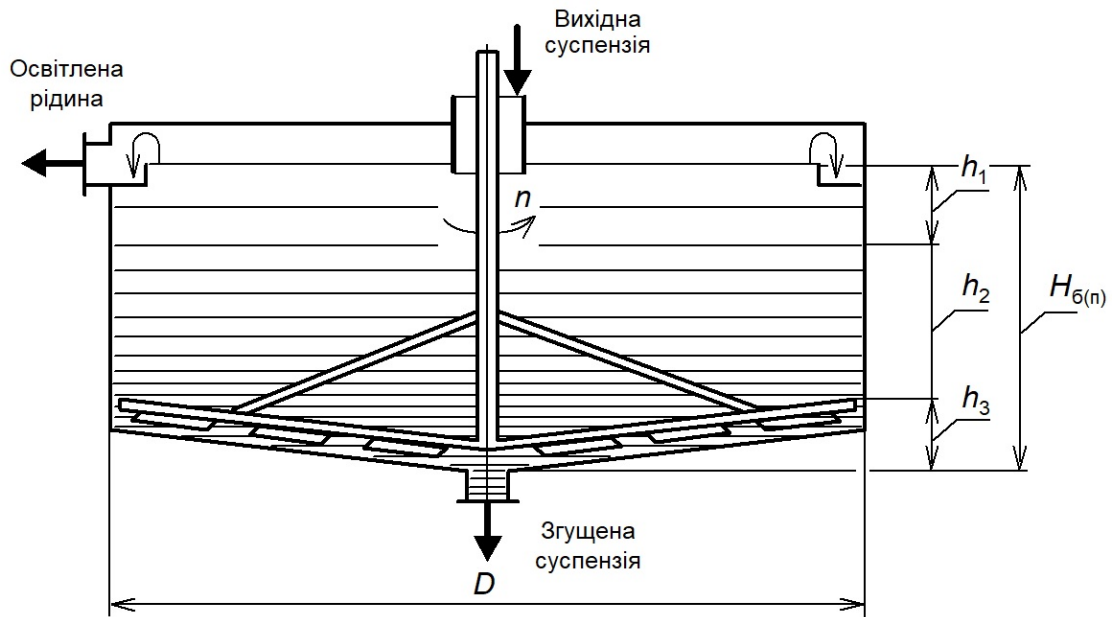


Рис. 2.2. Схема гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії

Порядок розрахунку відстійника безперервної дії

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right),$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$Re_0 = 0,056 Ar, \quad \text{коли} \quad Ar \leq 36;$$

$$Re_0 = 0,152 Ar^{0,714}, \quad \text{коли} \quad 36 < Ar \leq 84\,000;$$

$$Re_0 = 1,740 Ar^{0,5}, \quad \text{коли} \quad Ar > 84\,000.$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 \nu_p / d_{\min}.$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T , м/с

$$w_{oc} = \psi_T w_0.$$

5. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії, (м^3 твердої фази)/(м^3 суспензії)

$$\tilde{x}_n = \frac{\bar{x}_n \rho_p}{\bar{x}_n \rho_p + (1 - \bar{x}_n) \rho_T}.$$

6. Швидкість стисненого осадження заданих частинок, м/с

$$w_c = w_{oc} \left(-4,5 \tilde{x}_n + \sqrt{20,25 \tilde{x}_n^2 + (1 - \tilde{x}_n)^3} \right).$$

7. Масова витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник, кг/год

$$G_p = G_{год} (1 - \bar{x}_n).$$

8. Масова витрата дисперсної фази, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник, кг/год

$$G_T = G_{год} - G_p.$$

9. Об'ємна витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник, м³/год

$$V_p = G_p / \rho_p.$$

10. Відносна масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії, (кг твердої фази)/(кг рідини)

$$\bar{X}_n = \bar{x}_n / (1 - \bar{x}_n).$$

11. Відносна масова частка дисперсної фази у згущеній суспензії, (кг твердої фази)/(кг рідини)

$$\bar{X}_k = \bar{x}_k / (1 - \bar{x}_k).$$

12. Площа відстійника, м²

$$F_0 = \frac{V_p}{3600 w_c} \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\bar{X}_k}.$$

13. Розрахунковий діаметр відстійника, м

$$D' = \sqrt{4 F_0 / \pi}.$$

Виконавчий діаметр відстійника D вибирається округленням D' до найближчого з ряду, м: 1,8; 3,6; 6,0; 9,0; 12,0; 15,0; 18,0; 24,0; 30,0.

14. Маса дисперсної фази, що осаджується за одну годину на 1 м² поверхні осадження, (кг твердої фази)/(м³ · год)

$$g_T = \frac{4 G_T}{\pi D^2}.$$

15. Відносна густина суспензії в зоні згущення, (кг суспензії)/(кг рідини)

$$\beta = \frac{\frac{\rho_T}{\rho_p} (n + 1)}{n \frac{\rho_T}{\rho_p} + 1}.$$

16. Масова частка твердої фази в суспензії в зоні згущення, (кг твердої фази)/(кг суспензії)

$$\bar{x}_{\text{зс}} = 1/(1 + n).$$

17. Масова концентрація твердої фази в згущеній суспензії, (кг твердої фази)/(м³ суспензії)

$$\bar{c}_{\text{зс}} = \beta \rho_{\text{р}} \bar{x}_{\text{зс}}.$$

18. Висота зони вільного осадження (освітленої рідини) h_1 обирається з інтервалу 0,45–0,75 м.

19. Висота зони згущення, м

$$h_2 = g_{\text{т}} / \bar{c}_{\text{зс}}.$$

20. Висота зони розташування гребка h_3 береться рівною $0,073D$.

21. Загальна висота безперервного відстійника, м

$$H_6 = h_1 + h_2 + h_3.$$

Порядок розрахунку відстійника періодичної дії

Пункти 1–13 наведеної вище методики розрахунку відстійника безперервної дії справедливі і для розрахунку відстійника періодичної дії (при цьому замість однієї години слід підставляти час поділу вихідної суспензії).

14. Густина вихідної суспензії, кг/м³

$$\rho_{\text{с}} = \frac{\rho_{\text{т}} \rho_{\text{р}}}{\bar{x}_{\text{п}} \rho_{\text{р}} + (1 - \bar{x}_{\text{п}}) \rho_{\text{т}}}.$$

15. Об'єм вихідної суспензії, м³

$$V = G / \rho_{\text{с}}.$$

16. Висота відстійника періодичної дії, м

$$H_{\text{п}} = \frac{4V}{\pi D^2}.$$

17. Час розділення вихідної суспензії, год

$$\tau_0 = \frac{H_{\text{п}}}{3600 w_{\text{с}}}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії для розділення $G_{\text{год}}$ вихідної суспензії та відстійника періодичної дії для розділення G вихідної суспензії. Густина дисперсійного середовища ρ_p , кінематична в'язкість ν_p . Густина матеріалу твердої дисперсної фази ρ_t , мінімальний розмір осаджуваних частинок d_{\min} , коефіцієнт форми ψ_t . Масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії \bar{x}_n , у згущеній суспензії \bar{x}_k , середнє розведення твердої фази в зоні згущення відстійника n . Порівняти висоту і продуктивність відстійників безперервної й періодичної дії. (табл. 2.2).

Таблиця 2.2. Вихідні дані для розрахунку гравітаційного гребкового відстійника

Варіант	$G_{\text{год}}$, т/год	G , т	ρ_p , кг/м ³	$\nu_p \cdot 10^6$, м ² /с	\bar{x}_n	Варіант	ρ_t , кг/м ³	d_{\min} , мм	ψ_t	\bar{x}_k	n , кг/кг
1	10	10	1000	1,79	0,05	1	2600	0,020	0,58	0,20	2,0
2	98	98	1000	1,57	0,10	2	2800	0,025	0,66	0,22	2,2
3	20	20	1000	1,31	0,055	3	3000	0,030	0,77	0,24	2,4
4	90	90	998	1,13	0,095	4	2100	0,033	0,70	0,26	2,6
5	30	30	998	1,01	0,06	5	2400	0,040	0,51	0,28	2,8
6	80	80	996	0,81	0,09	6	2300	0,035	0,46	0,30	3,0
7	40	40	997	0,91	0,065	7	2200	0,045	0,65	0,32	3,2
8	70	70	995	0,77	0,085	8	3200	0,043	0,50	0,34	3,4
9	50	50	994	0,69	0,07	9	3400	0,050	0,73	0,36	3,6
0	60	60	992	0,66	0,08	0	2700	0,048	0,48	0,38	3,8

Приклад розрахунку гравітаційних гребкових відстійників

Визначити основні розміри гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії для розділення $G_{\text{год}} = 60$ т/год вихідної суспензії та відстійника періодичної дії для розділення $G = 60$ т/год вихідної суспензії. Густина дисперсійного середовища $\rho_p = 992$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_p = 0,66 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Густина матеріалу твердої дисперсної фази $\rho_t = 2700$ кг/м³, мінімальний розмір осаджуваних частинок $d_{\min} = 0,048$ мм, коефіцієнт форми $\psi_t = 0,48$. Масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії $\bar{x}_n = 0,08$, у згущеній суспензії $\bar{x}_k = 0,38$, середнє розведення твердої фази в зоні згущення відстійника $n = 3,8$ кг/кг. Порівняти висоту і продуктивність відстійників безперервної і періодичної дії.

Розрахунок відстійника періодичної дії

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_t - \rho_p}{\rho_p} \right) = \frac{9,81 \cdot (0,048 \cdot 10^{-3})^3}{(0,66 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2700 - 992}{992} \right) = 4,3,$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$Ar = 4,3 \leq 36, \text{ тоді } Re_0 = 0,056Ar = 0,056 \cdot 4,3 = 0,24;$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = Re_0 \nu_p / d_{\min} = 0,24 \cdot 0,66 \cdot 10^{-6} / 0,048 \cdot 10^{-3} = 0,0033 \text{ м/с.}$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_t

$$w_{oc} = \psi_t w_0 = 0,48 \cdot 0,0033 = 0,0016 \text{ м/с.}$$

5. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії

$$\tilde{x}_{\Pi} = \frac{\bar{x}_{\Pi} \rho_p}{\bar{x}_{\Pi} \rho_p + (1 - \bar{x}_{\Pi}) \rho_t} = \frac{0,08 \cdot 992}{0,08 \cdot 992 + (1 - 0,08) \cdot 2700} = 0,031 \text{ (м}^3 \text{ твердої фази) / (м}^3 \text{ суспензії).}$$

6. Швидкість стисненого осадження заданих частинок

$$w_c = w_{oc} \left(-4,5 \tilde{x}_{\Pi} + \sqrt{20,25 \tilde{x}_{\Pi}^2 + (1 - \tilde{x}_{\Pi})^3} \right) =$$
$$0,0016 \left(-4,5 \cdot 0,031 + \sqrt{20,25 \cdot 0,031^2 + (1 - 0,031)^3} \right) = 0,0013 \text{ м/с.}$$

7. Масова витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник

$$G_p = G_{\text{год}} (1 - \bar{x}_{\Pi}) = 60000 \cdot (1 - 0,08) = 55200 \text{ кг/год.}$$

8. Масова витрата дисперсної фази, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник

$$G_t = G_{\text{год}} - G_p = 60000 - 55200 = 4800 \text{ кг/год.}$$

9. Об'ємна витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник

$$V_p = G_p / \rho_p = 55200 / 992 = 55,7 \text{ м}^3 \text{/год.}$$

10. Відносна масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії

$$\bar{X}_{\Pi} = \bar{x}_{\Pi} / (1 - \bar{x}_{\Pi}) = 0,08 / (1 - 0,08) = 0,087 \text{ (кг твердої фази) / (кг рідини)}.$$

11. Відносна масова частка дисперсної фази у згущеній суспензії,

$$\bar{X}_K = \bar{x}_K / (1 - \bar{x}_K) = 0,38 / (1 - 0,38) = 0,613 \text{ (кг твердої фази) / (кг рідини)}.$$

12. Площа відстійника

$$F_0 = \frac{V_p}{3600 w_c} \frac{\bar{X}_K - \bar{X}_{\Pi}}{\bar{X}_K} = \frac{55,7}{3600 \cdot 0,0013} \frac{0,613 - 0,087}{0,613} = 10 \text{ м}^2.$$

13. Розрахунковий діаметр відстійника

$$D' = \sqrt{4F_0 / \pi} = \sqrt{4 \cdot 10 / 3,14} = 3,6 \text{ м}.$$

Виконавчий діаметр відстійника $D = 3,6 \text{ м}$.

14. Маса дисперсної фази, що осаджується за одну годину на 1 м^2 поверхні осадження

$$g_T = \frac{4G_T}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 60000}{3,14 \cdot 3,6^2} = 5900 \text{ (кг твердої фази) / (м}^3 \cdot \text{год)}.$$

15. Відносна густина суспензії в зоні згущення

$$\beta = \frac{\frac{\rho_T}{\rho_P} (n+1)}{n \frac{\rho_T}{\rho_P} + 1} = \frac{\frac{2700}{992} (3,8+1)}{3,8 \cdot \frac{2700}{992} + 1} = 1,51 \text{ (кг суспензії) / (кг рідини)}.$$

16. Масова частка твердої фази в суспензії в зоні згущення

$$\bar{x}_{3c} = 1 / (1 + n) = 1 / (1 + 3,8) = 0,208 \text{ (кг твердої фази) / (кг суспензії)}.$$

17. Масова концентрація твердої фази в згущеній суспензії

$$\bar{c}_{3c} = \beta \rho_P \bar{x}_{3c} = 1,51 \cdot 992 \cdot 0,208 = 312 \text{ (кг твердої фази) / (м}^3 \text{ суспензії)}.$$

18. Висота зони вільного осадження (освітленої рідини) h_1 обирається з інтервалу 0,45–0,75 м; вибираємо $h_1 = 0,6 \text{ м}$.

19. Висота зони згущення

$$h_2 = g_T / \bar{c}_{3c} = 5900 / 312 = 18,9 \text{ м}.$$

20. Вибираємо висоту зони розташування гребка

$$h_3 = 0,073 D = 0,073 \cdot 3,6 = 0,26 \text{ м}.$$

21. Загальна висота безперервного відстійника

$$H_6 = h_1 + h_2 + h_3 = 0,6 + 18,9 + 0,26 = 19,8 \text{ м}.$$

Розрахунок відстійника періодичної дії

Пункти 1–13 наведеної вище методики розрахунку відстійника безперервної дії справедливі і для розрахунку відстійника періодичної дії (при цьому замість однієї години слід підставляти час поділу вихідної суспензії).

14. Густина вихідної суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_p}{\bar{x}_\Pi \rho_p + (1 - \bar{x}_\Pi) \rho_T} = \frac{2700 \cdot 992}{0,08 \cdot 992 + (1 - 0,08) \cdot 2700} = 1050 \text{ кг/м}^3.$$

15. Об'єм вихідної суспензії

$$V = G / \rho_c = 60000 / 1050 = 57 \text{ м}^3.$$

16. Висота відстійника періодичної дії

$$H_\Pi = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 57}{3,14 \cdot 3,6^2} = 5,6 \text{ м.}$$

17. Час розділення вихідної суспензії

$$\tau_0 = \frac{H_\Pi}{3600 w_c} = \frac{5,6}{3600 \cdot 0,0013} = 1,2 \text{ год.}$$

Висновок

Основні розміри гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії:

- площа – 10 м²;
- діаметр – 3,6 м;
- висота – 19,8 м.

2.1.2. Розділення осадженням під дією відцентрової сили

2.1.2.1. Розрахунок циклона

Циклонним процесом називається осадження під дією відцентрової сили у циклонах – інерційних пиловловлювачах, у яких очищення газу здійснюється під дією відцентрових сил, що виникають у обертовому потоці газу (рис. 2.3).

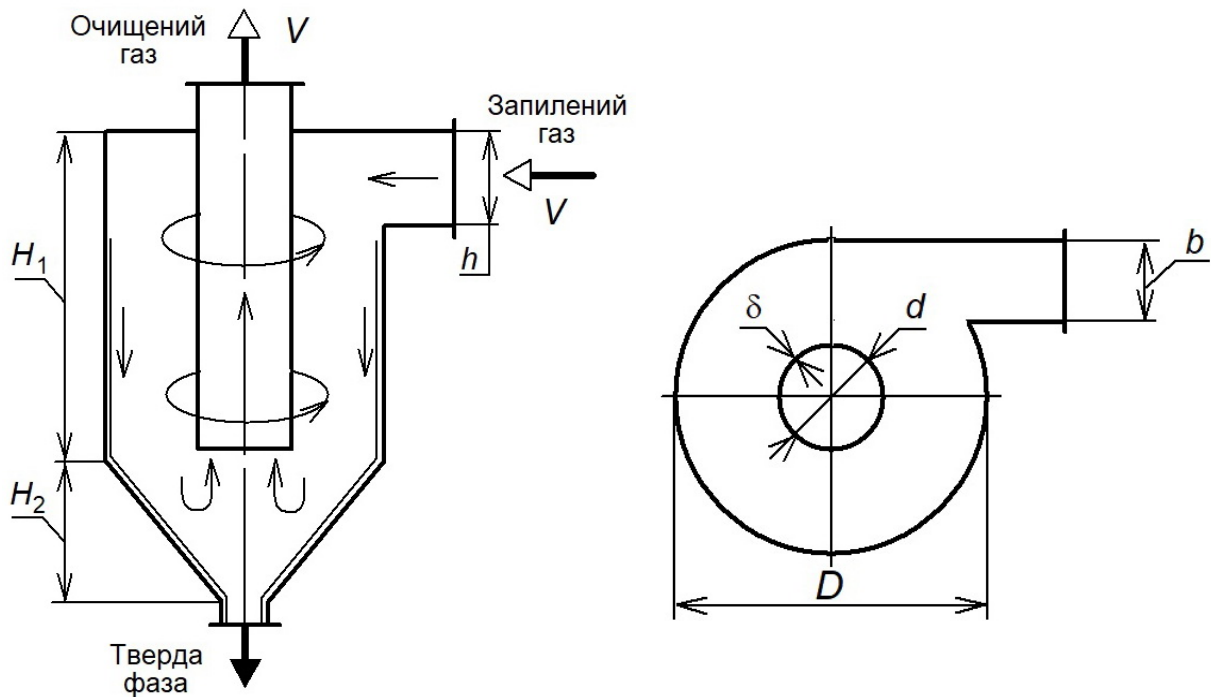


Рис. 2.3. Схема циклона

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору циклона.

Позначення вихідних величин

V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, $\text{м}^3/\text{год}$;

t – температура газу, $^{\circ}\text{C}$;

$\rho_{\text{т}}$ – густина матеріалу частинок твердої фази, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\rho_{\text{г}}$ – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\nu_{\text{г}}$ – кінематична в'язкість газу, $\text{м}^2/\text{с}$;

d_{min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м ;

$\psi_{\text{т}}$ – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

2. Площа поперечного перерізу вхідного патрубку, м²

$$F_{\Pi} = V / w_{\Pi},$$

де $w_{\Pi} = 20$ м/с – швидкість проходження газу через вхідний патрубок.

3. Ширина вхідного патрубку, м

$$b = \sqrt{F_{\Pi} / C_h},$$

де $C_h = h/b$ – конструктивний коефіцієнт, який залежить від конструкції циклона (табл. 2.3).

Таблиця 2.3. Рекомендовані співвідношення основних розмірів циклонів

Розмір	$f(b)$ для циклонів		
	ЦККБ	ВТИ	НИИОГАЗ
Висота вхідного патрубку h	$2b$	$4b$	$3,14b$
Діаметр циклона D	$5,7b$	$5,9b$	$4,75b$
Зовнішній діаметр центральної труби d	$3,7b$	$3,9b$	$2,75b$
Висота циліндричної частини корпусу H_1	$5,7b$	$4,76b$	$7,6b$
Висота конічної частини корпусу H_2	$4,3b$	$5,05b$	$9,5b$

4. Орієнтовне значення діаметра циклона, м

$$D' = C_D b,$$

де $C_D = D/b$ – конструктивний коефіцієнт (див. табл. 2.3).

Орієнтовно виконавчий діаметр D циліндричної частини корпусу циклона вибирається як найближчий до стандартного з ряду, м: 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0.

5. Швидкість газу в циклоні w береться рівною 12–14 м/с:

6. Фактор розділення для циклона

$$K_c = \frac{2w^2}{gD}.$$

7. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{v_{\Gamma}^2} \left(\frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right),$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

8. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі відцентрових сил

$$\begin{aligned} \text{Re}_0 &= 0,056(\text{Ar } K_c), & \text{коли} & & (\text{Ar } K_c) \leq 36; \\ \text{Re}_0 &= 0,152(\text{Ar } K_c)^{0,714}, & \text{коли} & & 36 < (\text{Ar } K_c) \leq 84\,000; \\ \text{Re}_0 &= 1,740(\text{Ar } K_c)^{0,5}, & \text{коли} & & (\text{Ar } K_c) > 84\,000. \end{aligned}$$

9. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = \text{Re}_0 v_r / d_{\min}.$$

10. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T , м/с

$$w_{\text{ос}} = \psi_T w_0.$$

11. Швидкість очищеного газу в центральній трубі $w_{\text{ц}}$ береться рівною 4...8 м/с.

12. Розрахунковий внутрішній діаметр центральної труби, м

$$d'_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\text{ц}}}}.$$

Як виконавчий зовнішній діаметр центральної труби $d_{\text{ц}}$ вибирають найближчий до розрахункового значення $d'_{\text{ц}}$ з ряду, мм: 133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420.

13. Розрахунковий діаметр циклона, м

$$D'' = \frac{d_{\text{ц}}}{\left(1 - 10 \frac{w_{\text{ос}}}{w}\right)}.$$

Орієнтовний діаметр D_0 циклона вибирається як найближчий до стандартного з ряду, м: 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0.

14. Відхилення орієнтовного D_0 та орієнтовно виконавчого D діаметрів циклона

$$\Delta D = (D_{\max} - D_{\min}) / D_{\max},$$

де $D_{\max} = \max\{D_0; D\}$, а $D_{\min} = \min\{D_0; D\}$.

Якщо $\Delta D \leq 0,1$, то остаточно як виконавчий вибирають орієнтовно виконавчий діаметр циклона D . Якщо $\Delta D > 0,1$, потрібно повторити розрахунки, починаючи з п. 6, прийнявши $D = D''$ (можна також змінити діаметр центральної труби $d_{\text{ц}}$, прийнявши інше значення швидкості $w_{\text{ц}}$).

Якщо ΔD достатньо велике (більше 0,3–0,4), потрібно змінити найменший розмір уловлюваних частинок d_{\min} . Коли $D'' > D$ – значення d_{\min} треба зменшити, коли $D'' < D$ – збільшити.

15. Висота циліндричної частини корпусу, м

$$H'_1 = \frac{V}{\pi D w_{oc}}.$$

Значення висоти H'_1 округлюють до величини H_1 , кратної 10 мм.

16. Висота конічної частини корпусу, м

$$H'_2 = C_{H_2} b,$$

де C_{H_2} – конструктивний коефіцієнт (див. табл. 1.3).

Значення висоти H'_2 округлюють до величини H_2 , кратної 10 мм.

17. Загальна висота корпусу циклона, м

$$H = H_1 + H_2.$$

18. Гідравлічний опір циклона, Па

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Pi}^2}{2},$$

де ζ – коефіцієнт опору, який визначається конструкцією циклона (для циклонів ЦККБ $\zeta = 2,5$; для циклонів ВТИ – $6,0$; для циклонів НИИОГАЗ – $7,0$).

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри та гідравлічний опір циклона для очищення повітря від завислих твердих частинок. Порівняти отримані розміри циклона з рекомендованими. Об'ємна витрата повітря V^0 , температура t , густина ρ_{Γ} , кінематична в'язкість ν_{Γ} . Найменший розмір уловлюваних частинок d_{\min} , коефіцієнт форми ψ_{Γ} , густина матеріалу ρ_{Γ} (табл. 2.4).

Таблиця 2.4. Вихідні дані для розрахунку циклона

Варіант	V^0 , м ³ /год	Тип циклона	ρ_{Γ} , кг/м ³	d_{\min} , мм	ψ_{Γ}	Варіант	t , °С	ρ_{Γ} , кг/м ³	$\nu_{\Gamma} \cdot 10^6$, м ² /с
1	3500	ЦККБ	1500	0,010	0,66	1	20	1,205	15,06
2	5000	ВТИ	2900	0,018	0,77	2	110	0,922	23,78
3	6000	НИИОГАЗ	1700	0,011	0,46	3	30	1,165	16,00
4	5500	ЦККБ	2700	0,017	0,58	4	100	0,946	23,13
5	4000	ВТИ	1750	0,012	0,70	5	40	1,128	16,96
6	8000	НИИОГАЗ	2500	0,016	0,51	6	90	0,972	22,10
7	4500	ЦККБ	2250	0,013	0,73	7	50	1,093	17,95
8	7500	ВТИ	2100	0,020	0,48	8	80	1,000	21,09
9	5000	НИИОГАЗ	2000	0,015	0,65	9	60	1,060	18,97
0	7000	ЦККБ	2300	0,014	0,50	0	70	1,029	20,02

Приклад розрахунку циклона

Визначити основні розміри та гідравлічний опір циклона для очищення повітря від завислих твердих частинок. Порівняти отримані розміри циклона з рекомендованими. Об'ємна витрата повітря $V^0 = 7000 \text{ м}^3/\text{год}$, температура $t = 70^\circ\text{C}$, густина $\rho_r = 1,029 \text{ кг/м}^3$, кінематична в'язкість $\nu_r = 20,02 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Найменший розмір уловлюваних частинок $d_{\min} = 0,014 \text{ мм}$, коефіцієнт форми $\psi_r = 0,5$, густина матеріалу $\rho_r = 2300 \text{ кг/м}^3$. Тип циклону – ЦККБ.

Розрахунок

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{7000}{3600} \left(\frac{70 + 273}{273} \right) = 2,44 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

2. Площа поперечного перерізу вхідного патрубку

$$F_{\Pi} = V/w_{\Pi} = 2,44/20 = 0,122 \text{ м}^2,$$

де $w_{\Pi} = 20 \text{ м/с}$ – швидкість проходження газу через вхідний патрубок.

3. Ширина вхідного патрубка

$$b = \sqrt{F_{\Pi}/C_h} = \sqrt{0,122/2} = 0,25 \text{ м},$$

де $C_h = h/b =$ – конструктивний коефіцієнт, який залежить від конструкції циклона.

Вибираємо основні розміри циклону типу ЦККБ:

- висота вихідного патрубка $h = 2b$;
- діаметр циклона $D = 5,7b$;
- зовнішній діаметр центральної труби $d = 3,7b$;
- висота циліндричної частини корпусу $H_1 = 5,7b$;
- висота конічної частини корпусу $H_2 = 4,3b$.

4. Орієнтовне значення діаметра циклона

$$D' = C_D b = 5,7 \cdot 0,25 = 1,43 \text{ м}$$

де $C_D = D/b$ – конструктивний коефіцієнт.

Орієнтовно виконавчий діаметр $D = 0,93 \text{ м}$ (за п. 14).

5. Швидкість газу в циклоні w береться рівною 12–14 м/с. Отже беремо $w = 14 \text{ м/с}$.

6. Фактор розділення для циклона

$$K_c = \frac{2w^2}{gD} = \frac{2 \cdot 14^2}{9,81 \cdot 0,93} = 43.$$

7. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{g d_{\min}^3}{\nu_{\Gamma}^2} \left(\frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right) = \frac{9,81 \cdot (0,014 \cdot 10^{-3})^3}{(20,02 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2300 - 1,029}{1,029} \right) = 0,15,$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

8. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі відцентрових сил

$$(Ar K_c) = 0,15 \cdot 43 = 6,45 \leq 36;$$

$$Re_0 = 0,056(Ar K_c) = 0,056 \cdot 6,45 = 0,36,$$

9. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = Re_0 \nu_{\Gamma} / d_{\min} = 0,36 \cdot 20,02 \cdot 10^{-6} / (0,014 \cdot 10^{-3}) = 0,52 \text{ м/с}.$$

10. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_{Γ}

$$w_{oc} = \psi_{\Gamma} w_0 = 0,5 \cdot 0,52 = 0,26 \text{ м/с}.$$

11. Швидкість очищеного газу в центральній трубі w_{Π} береться рівною 4...8 м/с. Отже беремо $w_{\Pi} = 5 \text{ м/с}$.

12. Розрахунковий внутрішній діаметр центральної труби

$$d'_{\Pi} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\Pi}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,44}{3,14 \cdot 5}} = 0,8 \text{ м}.$$

Виконавчий зовнішній діаметр центральної труби $d_{\Pi} = 0,82 \text{ м}$

13. Розрахунковий діаметр циклона

$$D'' = \frac{d_{\Pi}}{\left(1 - 10 \frac{w_{oc}}{w}\right)} = \frac{0,82}{\left(1 - 10 \frac{0,26}{14}\right)} = 1 \text{ м}.$$

14. Відхилення розрахункового D'' й орієнтовно виконавчого D діаметрів циклона

$$\Delta D = \frac{D_{\max} - D_{\min}}{D_{\max}} = \frac{1 - 0,93}{1} = 0,07,$$

де $D_{\max} = \max \{D''; D\} = 1 \text{ м}$, а $D_{\min} = \min \{D''; D\} = 0,93 \text{ м}$.

Якщо $\Delta D \leq 0,1$, то остаточно як виконавчий вибирають орієнтовно виконавчий діаметр циклона D . Якщо $\Delta D > 0,1$, потрібно повторити розрахунки, починаючи з п. 6, прийнявши $D = D''$.

15. Висота циліндричної частини корпусу

$$H'_1 = \frac{V}{\pi D w_{oc}} = \frac{2,44}{3,14 \cdot 0,93 \cdot 0,26} = 3,21 \text{ м}.$$

16. Висота конічної частини корпусу

$$H'_2 = C_{H_2} b = 4,3 \cdot 0,25 = 1,09 \text{ м},$$

де C_{H_2} – конструктивний коефіцієнт.

17. Загальна висота корпусу циклона

$$H = H_1 + H_2 = 3,21 + 1,09 = 4,3 \text{ м}.$$

18. Гідравлічний опір циклона

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Pi}^2}{2} = 2,5 \frac{1,029 \cdot 20^2}{2} = 515 \text{ Па},$$

де ζ – коефіцієнт опору, який визначається конструкцією циклона (для ЦККБ $\zeta = 2,5$).

Висновок

Визначено основні параметри циклона:

- виконавчий діаметр – 0,93 м;
- загальна висота корпусу – 4,3 м
- гідравлічний опір – 515 Па.

2.1.2.2. Розрахунок вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Центрифугуванням називається процес розділення неоднорідних систем під дією відцентрових сил у центрифугах – апаратах з ротором (барабаном), який швидко обертається навколо своєї осі (рис. 2.4).

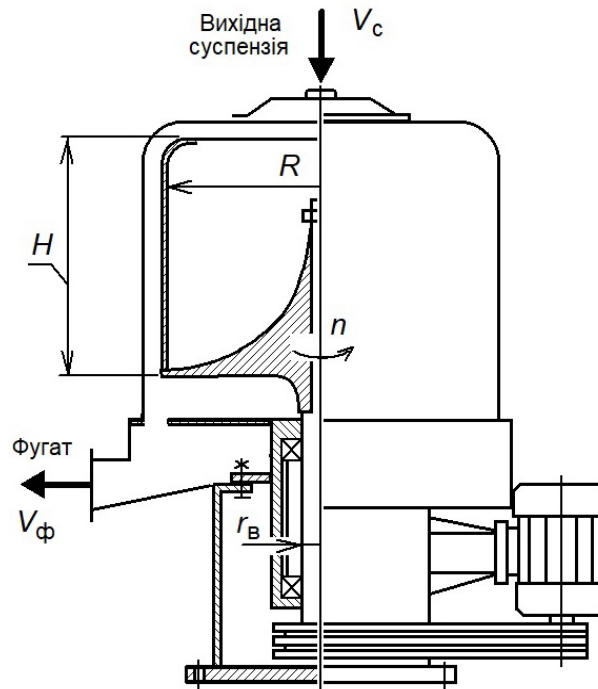


Рис. 2.4. Схема вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

За принципом дії центрифуги поділяються на осаджувальні та фільтрувальні. В осаджувальних центрифугах стінка ротора виконується суцільною, а у фільтрувальних – перфорованою, покритою зсередини звичайно тканинною фільтрувальною перегородкою.

Мета розрахунку – визначення продуктивності центрифуги й потужності її привода.

Позначення вихідних величин

d_{\min} – мінімальний розмір частинок твердої фази в суспензії, м;

f – коефіцієнт тертя в підшипниках;

H – висота ротора центрифуги, м;

M – маса ротора центрифуги, кг;

n – частота обертання ротора, хв^{-1} ;

$r_{\text{в}}$ – радіус вала ротора в цапфах, м;

R – радіус ротора центрифуги, м;

$\rho_{\text{т}}$ – густина матеріалу частинок твердої фази, кг/м^3 ;

ρ_p – густина дисперсійного середовища, кг/м³;
 η – коефіцієнт корисної дії привода центрифуги;
 ψ_T – коефіцієнт форми частинок твердої фази;
 \bar{x} – масова частка твердої фази у вихідній суспензії;
 ν_p – кінематична в'язкість дисперсійного середовища, м²/с.

Порядок розрахунку

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{g d_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right).$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Кутова швидкість обертового ротора, с⁻¹

$$\omega = \pi n / 30.$$

3. Внутрішній радіус шару неоднорідної системи в роторі, м

$$r = 0,71R.$$

4. Колова швидкість внутрішньої поверхні стінки ротора, м/с

$$w = \omega R.$$

5. Середнє значення фактора розділення центрифуги

$$K_c = \frac{\omega^2}{g} \left(\frac{R + r}{2} \right).$$

6. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються

$$\begin{aligned}
 Re_0 &= 0,056(Ar K_c), & \text{коли} & (Ar K_c) \leq 36; \\
 Re_0 &= 0,152(Ar K_c)^{0,714}, & \text{коли} & 36 < (Ar K_c) \leq 84\,000; \\
 Re_0 &= 1,740(Ar K_c)^{0,5}, & \text{коли} & (Ar K_c) > 84\,000.
 \end{aligned}$$

7. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 \nu_p / d_{\min}.$$

8. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T , м/с

$$w_{oc} = \psi_T w_0.$$

9. Час осадження, с

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{18\nu_p}{\psi_T \omega^2 d_{\text{мін}}^2} \left(\frac{\rho_p}{\rho_T - \rho_p} \right) \ln \frac{R}{r}, \quad \text{коли} \quad (\text{Ar } K_c) \leq 36;$$

$$\tau_{\text{ос}} = \int_r^R \frac{dR}{w_{\text{ос}}}, \quad \text{коли} \quad (\text{Ar } K_c) > 36.$$

У випадку, коли осадження не є ламінарним (при $(\text{Ar } K_c) > 36$), час осадження можна визначити шляхом графічного інтегрування.

З цією метою для кількох поточних радіусів R_i з проміжку $[r, R]$ обчислюють значення фактора розділення K_c (за п.5, підставляючи замість виразу $(R + r)/2$ значення поточного радіуса R_i), значення критерію Рейнольдса Re_0 (за п.6), а потім w_0 , $w_{\text{ос}}$ та $1/w_{\text{ос}}$. Після цього в координатах $(R_i; 1/w_{\text{ос}})$ будують графік залежності $1/w_{\text{ос}} = f(R_i)$. Площа криволінійної трапеції, розташованої під утвореною кривою між границями $R_i = r$ і $R_i = R$, з урахуванням масштабів на обох осях і буде шуканою величиною $\tau_{\text{ос}}$.

10. Час проведення допоміжних операцій, с

$$\tau_{\text{д}} = \tau_{\text{п}} + \tau_{\text{з}} + \tau_{\text{г}} + \tau_{\text{зр}},$$

де $\tau_{\text{п}}$ – час пуску центрифуги (за дослідними даними $\tau_{\text{п}} = 50\text{--}70$ с); $\tau_{\text{з}}$ – час завантаження центрифуги суспензією ($\tau_{\text{з}} = 50\text{--}70$ с); $\tau_{\text{г}}$ – час гальмування ротора ($\tau_{\text{г}} = 40\text{--}60$ с); $\tau_{\text{зр}}$ – час зрізання осаду ($\tau_{\text{зр}} = 80\text{--}150$ с).

11. Час циклу центрифугування, с

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ос}} + \tau_{\text{д}}.$$

12. Об'єм ротора центрифуги, м³

$$V = \pi R^2 H.$$

13. Продуктивність центрифуги за фугатом, м³/с

$$V_{\text{ф}} = V / (2\tau_{\text{ц}}).$$

14. Густина вихідної суспензії, кг/м³

$$\rho_{\text{с}} = \frac{\rho_p \rho_T}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_T}.$$

15. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_{\text{с}} / \rho_T.$$

16. Масова продуктивність центрифуги за осадом, кг/с

$$G_{\text{ос}} = \rho_T V_{\text{ф}} \left(\frac{\tilde{x}}{1 - \tilde{x}} \right).$$

17. Потужність, яка витрачається на подолання інерції ротора, Вт

$$N_1 = Mw^2/(2\tau_{\text{п}}).$$

18. Потужність, яка витрачається на подолання інерції суспензії, Вт

$$N_2 = 0,19\rho_c w^2 V/\tau_3.$$

19. Потужність, яка витрачається на подолання тертя в підшипниках, Вт

$$N_3 = Mgf\omega r_{\text{в}}.$$

20. Потужність, яка витрачається на подолання тертя ротора з повітрям, Вт

$$N_4 = 0,00815 R^2 w^3.$$

21. Потужність привода ротора, Вт

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3 + N_4}{\eta}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити потужність привода і продуктивність вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії, призначеної для розділення суспензії. Маса ротора центрифуги M , радіус R , висота H , радіус шийок вала ротора $r_{\text{в}}$, частота обертання n , коефіцієнт тертя в підшипниках f , коефіцієнт корисної дії привода ротора η . Масова частка твердої фази у вихідній суспензії \bar{x} . Мінімальний розмір частинок твердої фази в суспензії d_{min} , коефіцієнт їх форми $\psi_{\text{т}}$, густина матеріалу частинок $\rho_{\text{т}}$. Густина дисперсійного середовища $\rho_{\text{р}}$, кінематична в'язкість $\nu_{\text{р}}$ (табл. 2.5).

Таблиця 2.5. Вихідні дані для розрахунку вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Варі- ант	M , кг	R	H	$r_{\text{в}}$	Варі- ант	n , хв^{-1}	f	η	\bar{x}	d_{min} , мм	$\psi_{\text{т}}$	$\rho_{\text{р}}$	$\rho_{\text{т}}$	$\nu_{\text{р}} \cdot 10^6$, $\text{м}^2/\text{с}$
		м										кг/м ³		
1	60	0,3	0,3	0,025	1	1000	0,040	0,80	0,10	0,008	0,77	998	1500	1,010
2	100	0,4	0,4	0,030	2	1800	0,050	0,90	0,20	0,015	0,66	983	2200	0,478
3	150	0,5	0,5	0,035	3	1100	0,060	0,81	0,11	0,007	0,46	997	2600	0,910
4	200	0,6	0,6	0,040	4	1700	0,070	0,89	0,19	0,009	0,58	986	2000	0,517
5	70	0,3	0,4	0,025	5	1200	0,042	0,82	0,12	0,014	0,70	996	1750	0,810
6	120	0,4	0,5	0,030	6	1600	0,052	0,88	0,18	0,010	0,51	988	1600	0,556
7	180	0,5	0,6	0,035	7	1300	0,062	0,83	0,13	0,013	0,73	994	1700	0,735
8	240	0,6	0,7	0,040	8	1500	0,045	0,87	0,17	0,012	0,48	995	1900	0,608
9	150	0,4	0,6	0,030	9	1900	0,055	0,85	0,14	0,011	0,65	992	2100	0,660
0	210	0,5	0,7	0,035	0	1400	0,065	0,86	0,16	0,006	0,50	980	2300	0,447

Приклад розрахунку вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Визначити потужність привода і продуктивність вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії, призначеної для розділення суспензії. Маса ротора центрифуги $M = 210$ кг, радіус $R = 0,5$ м, висота $H = 0,7$ м, радіус шийок вала ротора $r_b = 0,035$ м, частота обертання $n = 1400$ хв⁻¹, коефіцієнт тертя в підшипниках $f = 0,065$, коефіцієнт корисної дії привода ротора $\eta = 0,86$. Масова частка твердої фази у вихідній суспензії $\bar{x} = 0,16$. Мінімальний розмір частинок твердої фази в суспензії $d_{\min} = 0,006$ мм, коефіцієнт їх форми $\psi_T = 0,5$, густина матеріалу частинок $\rho_T = 2300$ кг/м³. Густина дисперсійного середовища $\rho_p = 980$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_p = 0,447 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Розрахунок

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{g d_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right) = \frac{9,81 \cdot (0,006 \cdot 10^{-3})^3}{(0,447 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2300 - 980}{980} \right) = 0,014.$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

2. Кутова швидкість обертового ротора

$$\omega = \pi n / 30 = 3,14 \cdot 1400 / 30 = 147 \text{ с}^{-1}.$$

3. Внутрішній радіус шару неоднорідної системи в роторі

$$r = 0,71R = 0,71 \cdot 0,5 = 0,355 \text{ м}.$$

4. Колова швидкість внутрішньої поверхні стінки ротора

$$w = \omega R = 147 \cdot 0,5 = 73,5 \text{ м/с}.$$

5. Середнє значення фактора розділення центрифуги

$$K_c = \frac{\omega^2}{g} \left(\frac{R + r}{2} \right) = \frac{147^2}{9,81} \left(\frac{0,5 + 0,355}{2} \right) = 942.$$

6. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються

$$(Ar K_c) = (0,014 \cdot 942) = 13 \leq 36, \text{ тоді } Re_0 = 0,056(Ar K_c) = 0,056 \cdot 13 = 0,74$$

7. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = Re_0 \nu_p / d_{\min} = 0,74 \cdot 0,447 \cdot 10^{-6} / (0,006 \cdot 10^{-3}) = 0,055 \text{ м/с}.$$

8. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T , м/с

$$w_{oc} = \psi_T w_0 = 0,5 \cdot 0,055 = 0,028 \text{ м/с}.$$

9. Час осадження

Оскільки $(Ar K_c) = (0,014 \cdot 942) = 13 \leq 36$, то

$$\tau_{oc} = \frac{18v_p}{\psi_T \omega^2 d_{min}^2} \left(\frac{\rho_p}{\rho_T - \rho_p} \right) \ln \frac{R}{r} =$$

$$\frac{18 \cdot 0,447 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 147^2 \cdot (0,006 \cdot 10^{-3})^2} \frac{980}{(2300 - 980)} \ln \frac{0,5}{0,355} = 15,4 \text{ с.}$$

10. Час проведення допоміжних операцій

$$\tau_d = \tau_{\Pi} + \tau_z + \tau_r + \tau_{зр} = 50 + 50 + 50 + 150 = 300 \text{ с,}$$

де τ_{Π} – час пуску центрифуги (за дослідними даними $\tau_{\Pi} = 50\text{--}70$ с);

τ_z – час завантаження центрифуги суспензією ($\tau_z = 50\text{--}70$ с);

τ_r – час гальмування ротора ($\tau_r = 40\text{--}60$ с);

$\tau_{зр}$ – час зрізання осаду ($\tau_{зр} = 80\text{--}150$ с).

11. Час циклу центрифугування

$$\tau_{\Pi} = \tau_{oc} + \tau_d = 15,4 + 300 = 315,4 \text{ с.}$$

12. Об'єм ротора центрифуги

$$V = \pi R^2 H = 3,14 \cdot 0,5^2 \cdot 0,7 = 0,55 \text{ м}^3.$$

13. Продуктивність центрифуги за фугатом

$$V_{\Phi} = V / (2\tau_{\Pi}) = 0,55 / (2 \cdot 315,4) = 8,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

14. Густина вихідної суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_p \rho_T}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_T} \frac{980 \cdot 2300}{0,16 \cdot 980 + (1 - 0,16) \cdot 2300} = 1080 \text{ кг/м}^3.$$

15. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_T = 0,16 \cdot 1080 / 2300 = 0,075.$$

16. Масова продуктивність центрифуги за осадом

$$G_{oc} = \rho_T V_{\Phi} \left(\frac{\tilde{x}}{1 - \tilde{x}} \right) = 2300 \cdot 8,7 \cdot 10^{-4} \left(\frac{0,075}{1 - 0,075} \right) = 0,16 \text{ кг/с.}$$

17. Потужність, яка витрачається на подолання інерції ротора

$$N_1 = Mw^2 / (2\tau_{\Pi}) = 210 \cdot 73,5^2 / (2 \cdot 50) = 11350 \text{ Вт.}$$

18. Потужність, яка витрачається на подолання інерції суспензії

$$N_2 = 0,19 \rho_c w^2 V / \tau_z = 0,19 \cdot 1080 \cdot 73,5^2 \cdot 0,55 / 50 = 12193 \text{ Вт.}$$

19. Потужність, яка витрачається на подолання тертя в підшипниках

$$N_3 = Mgf\omega r_b = 210 \cdot 9,81 \cdot 0,065 \cdot 147 \cdot 0,035 = 690 \text{ Вт.}$$

20. Потужність, яка витрачається на подолання тертя ротора з повітрям

$$N_4 = 0,00815 R^2 \omega^3 = 0,00815 \cdot 0,5^2 \cdot 73,5^3 = 809 \text{ Вт.}$$

21. Потужність привода ротора

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3 + N_4}{\eta} = \frac{11350 + 12193 + 690 + 809}{0,86} = 25042 \text{ Вт.}$$

Висновок

Потужність привода центрифуги – 25,0 кВт, її масова продуктивність становить 0,16 кг/с, а об'ємна продуктивність – $8,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$.

2.1.3. Розділення осаждением під дією сил електричного поля

В електричних фільтрах очищення газових неоднорідних систем від завислих у них рідких та твердих частинок відбувається під дією електростатичних сил.

Газовий потік піддають іонізації, внаслідок чого частинки дисперсної фази набувають електричного заряду. При проходженні іонізованого газу між двома електродами різних знаків заряджені завислі частинки під дією електростатичних сил рухаються до електродів, що мають протилежний заряд, та осаджуються на них.

Під час електроосадження навіть найдрібнішим частинкам можна надати значного електричного заряду і, завдяки цьому, здійснити їх видалення з газового потоку.

Розміри уловлюваних частинок становлять звичайно 0,005–10 мкм, ступінь очищення 90–99%.

У промисловості найбільшого розповсюдження набули трубчасті (рис. 2.5) та пластинчасті (рис. 2.6) електрофільтри.

2.1.3.1. Розрахунок трубчастого електрофільтра

Мета розрахунку – визначення основних розмірів, гідравлічного опору електрофільтра й потужності, яка ним споживається.

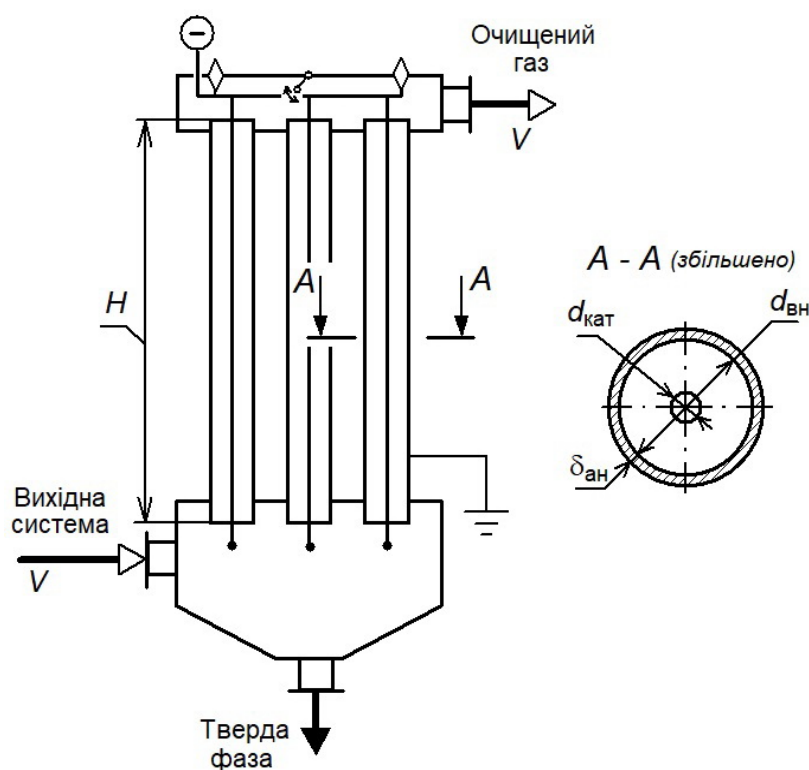


Рис. 2.5. Схема трубчастого електрофільтра

Позначення вихідних величин

- d_{\min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;
 p – тиск газу, МПа;
 R_0 – рухомість іонів газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$;
 t – температура газу, $^{\circ}\text{C}$;
 V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, $\text{м}^3/\text{год}$;
 $\mu_{\text{г}}$ – динамічна в'язкість газу, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
 $\rho_{\text{г}}$ – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 $\psi_{\text{т}}$ – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right).$$

2. Середню швидкість газу w' у трубчастому елементі електрофільтра обирають з інтервалу 0,5–1,5 м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів трубчастих елементів, м^2

$$F' = V/w'.$$

4. Діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}}$:

а) для неагресивних – нейтральних та(чи) низькотемпературних ($t \leq 100^{\circ}\text{C}$) газів – 1...2 мм;

б) для агресивних газів, тобто таких, що містять компоненти, які реагують з матеріалом катода, та(чи) високотемпературних ($t > 100^{\circ}\text{C}$), – 3...4 мм.

5. Попереднє значення відстані між електродами R'_e обирають рівним 0,1...0,2 м.

6. Приблизне значення зовнішнього діаметра осаджувального електрода (анода), м

$$d'_{\text{ан}} = 2R'_e + d_{\text{кат}} + 2\delta_{\text{ан}},$$

де $\delta_{\text{ан}} = 0,005$ м – попереднє значення товщини стінки анода.

Виконавчий зовнішній діаметр анода $d_{\text{ан}}$ вибирається з рядів, мм: 219; 245; 273; 299; 325; 351; 377; 402; 426 (ГОСТ 8732) або 200; 210; 220; 240; 250 (ГОСТ 8734).

Товщина стінки анода $\delta_{\text{ан}}$ вибирається за ГОСТ 8732 або ГОСТ 8734 і становить звичайно 3...8 мм.

7. Внутрішній діаметр анода, мм

$$d_{\text{вн}} = d_{\text{ан}} - 2\delta_{\text{ан}}.$$

8. Дійсна відстань між електродами, м

$$R_e = (d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}})/2.$$

9. Розрахункова кількість елементів електрофільтра:

$$n' = \frac{4F'}{\pi(d_{\text{вн}}^2 - d_{\text{кат}}^2)},$$

Дійсною кількістю елементів n є найближче ціле, яке більше, ніж n' .

10. Уточнене значення загальної площі поперечних перерізів трубчастих елементів, м²

$$F = n\pi(d_{\text{вн}}^2 - d_{\text{кат}}^2)/4.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу в трубчастому елементі електрофільтра, м/с

$$w = V/F.$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right).$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд, В/м

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{\text{кат}}}} \right).$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді, В

$$U_0 = E_0 \frac{d_{\text{кат}}}{2} \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}}.$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов, м²/(В · с)

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p,$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, м²/(В · с).

16. Напруга на електрофільтрі U береться рівною $(1,5 \dots 2,0)U_0$.

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді, А/м

$$i_0 = \frac{8UR}{9 \cdot 10^9 d_{\text{вн}}^2 \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}}} (U - U_0).$$

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі, В/м

$$E = \sqrt{\frac{2i_0}{4\pi\epsilon_0 R}},$$

де $\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми під дією сил електричного поля, м/с:

коли d_{\min} складає від 0,1 до 2 мкм включно,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\min}}{\mu_{\Gamma}} \left(1 + \frac{2 \cdot 10^{-7}}{d_{\min}} A \right),$$

коли d_{\min} складає від 2 до 50 мкм,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\min}}{\mu_{\Gamma}},$$

де $g = 9,81$ м²/с – прискорення вільного падіння; $A = 0,429d_{\min} + 0,772$.

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми, м/с

$$w_{\text{ос}} = \psi_{\Gamma} w_0.$$

21. Час осадження, с

$$\tau_{\text{ос}} = R_e / w_{\text{ос}}.$$

22. Висота елементів електрофільтра, м

$$H = w \tau_{\text{ос}}.$$

23. Площа осадження, м²

$$F_{\text{ос}} = n \pi d_{\text{вн}} H.$$

24. Питома поверхня осадження, м²/(м³ · с)

$$f = \frac{F_{\text{ос}}}{wF}.$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{\min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{\text{ос}} f}.$$

26. Сила струму в електрофільтрі, А

$$I = n i_0 H.$$

27. Потужність, яка споживається електрофільтром, Вт

$$N \approx UI + N_{\text{д}},$$

де $N_{\text{д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями (струшувальним та обдувним пристроями тощо); зазвичай беруть $N_{\text{д}} = 500\text{--}1000$ Вт.

28. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу, м

$$d_e = d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}}.$$

29. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$\text{Re} = wd_e \rho_{\text{г}} / \mu_{\text{г}}.$$

30. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma \zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{вих}} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{рр}},$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

31. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = 64/\text{Re}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} \leq 2300;$$

$$\lambda = 0,361/\text{Re}^{0,75}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} > 2300.$$

32. Гідравлічний опір електрофільтра, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{H}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри, гідравлічний опір трубчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення V^0 газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром $d_{\text{мін}}$ і коефіцієнтом форми $\psi_{\text{т}}$. Температура газу t , тиск p , густина $\rho_{\text{г}}$, динамічна в'язкість $\mu_{\text{г}}$, рухливість іонів за нормальних умов R_0 (табл. 2.6).

Таблиця 2.6. Вихідні дані для розрахунку трубчастого електрофільтра

Варіант	V^0 , м ³ /год	$R_0 \cdot 10^4$, м ² /(В·с)	ψ_T	p , МПа	Варіант	$d_{\min} \cdot 10^6$, м	t , °С	ρ_r , кг/м ³	$\mu_r \cdot 10^6$, Па·с
1	3000	2,48	0,77	0,100	1	1,0	30	1,165	18,6
2	3200	2,10	0,66	0,105	2	9,0	100	0,946	21,9
3	3400	1,58	0,58	0,110	3	1,5	150	0,830	24,1
4	3500	1,48	0,46	0,115	4	8,0	70	1,029	20,6
5	2800	1,62	0,51	0,099	5	2,0	120	0,898	22,8
6	2600	1,57	0,73	0,098	6	6,0	80	1,000	21,1
7	2400	0,98	0,48	0,120	7	4,0	200	0,746	26,0
8	2200	1,75	0,50	0,125	8	9,0	250	0,674	27,4
9	2000	1,13	0,65	0,098	9	3,0	60	1,060	20,1
0	1600	1,63	0,70	0,097	0	5,0	225	0,710	26,5

Приклад розрахунку трубчастого електрофільтра

Визначити основні розміри, гідравлічний опір трубчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення $V^0 = 1600$ м³/год газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром $d_{\min} = 5 \cdot 10^{-6}$ м і коефіцієнтом форми $\psi_T = 0,7$. Температура газу $t = 225^\circ\text{C}$, тиск $p = 0,097$ МПа, густина $\rho_r = 0,71$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu_r = 26,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с, рухливість іонів за нормальних умов $R_0 = 1,63 \cdot 10^{-4}$ м²/(В·с).

Розрахунок

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right) = \frac{1600}{3600} \left(\frac{225 + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{0,097} \right) = 0,85 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Середню швидкість газу w' у трубчастому елементі електрофільтра обирають з інтервалу 0,5–1,5 м/с. Беремо $w' = 1,25$ м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів трубчастих елементів

$$F' = V/w' = 0,85/1,25 = 0,68 \text{ м}^2.$$

4. Діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}} = 4$ мм.

5. Попереднє значення відстані між електродами $R'_e = 0,2$ м.

6. Приблизне значення зовнішнього діаметра осаджувального електрода (анода)

$$d'_{\text{ан}} = 2R'_e + d_{\text{кат}} + 2\delta_{\text{ан}} = 2 \cdot 0,2 + 0,004 + 2 \cdot 0,005 = 0,414 \text{ м},$$

де $\delta_{\text{ан}} = 0,005$ м – попереднє значення товщини стінки анода.

Виконавчий зовнішній діаметр анода $d_{\text{ан}} = 402$ мм.

Товщина стінки анода $\delta_{\text{ан}} = 8$ мм.

7. Внутрішній діаметр анода

$$d_{\text{вн}} = d_{\text{ан}} - 2\delta_{\text{ан}} = 402 - 2 \cdot 8 = 386 \text{ мм.}$$

8. Дійсна відстань між електродами

$$R_e = (d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}})/2 = (0,386 - 0,004)/2 = 0,191 \text{ м.}$$

9. Кількість елементів електрофільтра з округленням до найближчого цілого

$$n = \varepsilon \left(\frac{4F'}{\pi(d_{\text{вн}}^2 - d_{\text{кат}}^2)} + 0,5 \right) = \varepsilon \left(\frac{4 \cdot 0,68}{3,14(0,386^2 - 0,004^2)} + 0,5 \right) = 6,$$

де ε – функція округлення дробового числа до цілого.

10. Уточнене значення загальної площі поперечних перерізів трубчастих елементів

$$F = n \pi (d_{\text{вн}}^2 - d_{\text{кат}}^2)/4 = 6 \cdot 3,14(0,386^2 - 0,004^2)/4 = 0,7 \text{ м}^2.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу в трубчастому елементі електрофільтра

$$w = V/F = 0,85/0,7 = 1,2 \text{ м/с.}$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right) = \frac{0,097}{0,1013} \left(\frac{273}{225 + 273} \right) = 0,53.$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд

$$\begin{aligned} E_0 &= 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{\text{кат}}}} \right) = \\ &= 3,04 \cdot 10^6 \left(0,53 + 0,0311 \sqrt{\frac{2 \cdot 0,53}{0,004}} \right) = 3,15 \cdot 10^6 \text{ В/м.} \end{aligned}$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді

$$U_0 = E_0 \frac{d_{\text{кат}}}{2} \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}} = 3,15 \cdot 10^6 \cdot \frac{0,004}{2} \cdot \ln \frac{0,386}{0,004} = 28800 \text{ В.}$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p = 1,63 \cdot 10^{-4} \cdot 0,1013/0,097 = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с}),$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$.

16. Напруга на електрофільтрі

$$U = (1,5 \dots 2,0) U_0 = (1,5 \dots 2,0) \cdot 28800 = 43200 \dots 57600 \text{ В.}$$

Беремо $U = 50000 \text{ В.}$

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді

$$i_0 = \frac{8UR}{9 \cdot 10^9 d_{\text{ВН}}^2 \ln \frac{d_{\text{ВН}}}{d_{\text{кат}}}} (U - U_0) =$$

$$= \frac{8 \cdot 50000 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}}{9 \cdot 10^9 \cdot 0,386^2 \cdot \ln \frac{0,386}{0,004}} (50000 - 28800) = 2,35 \cdot 10^{-4} \text{ А/м.}$$

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі

$$E = \sqrt{\frac{2i_0}{4\pi\epsilon_0 R}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 3,14 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}}} = 158000 \text{ В/м,}$$

де $\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12} \text{ Ф/м}$ – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми під дією сил електричного поля:

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r} = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} 158000^2 \cdot 9,81 \cdot 5 \cdot 10^{-6}}{26,5 \cdot 10^{-6}} = 0,027 \text{ м/с,}$$

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми

$$w_{\text{ос}} = \psi_r w_0 = 0,7 \cdot 0,027 = 0,019 \text{ м/с.}$$

21. Час осадження

$$\tau_{\text{ос}} = R_e / w_{\text{ос}} = 0,191 / 0,019 = 10 \text{ с.}$$

22. Висота елементів електрофільтра

$$H = w \tau_{\text{ос}} = 1,2 \cdot 10 = 12 \text{ м.}$$

23. Площа осадження

$$F_{\text{ос}} = n \pi d_{\text{ВН}} H = 6 \cdot 3,14 \cdot 0,386 \cdot 12 = 87 \text{ м}^2.$$

24. Питома поверхня осадження

$$f = \frac{F_{\text{ос}}}{wF} = \frac{87}{1,2 \cdot 0,7} = 104 \text{ м}^2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с}).$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{\text{ос}} f} = 1 - 2,72^{-0,019 \cdot 104} = 0,862.$$

26. Сила струму в електрофільтрі

$$I = n i_0 H = 6 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4} \cdot 12 = 0,017 \text{ А.}$$

27. Потужність, яка споживається електрофільтром

$$N \approx UI + N_{\text{д}} \approx 50000 \cdot 0,017 + 800 = 1650 \text{ Вт},$$

де $N_{\text{д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями (струшуючим та обдувним пристроями тощо); беремо $N_{\text{д}} = 800 \text{ Вт}$.

28. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу

$$d_{\text{е}} = d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}} = 0,386 - 0,004 = 0,382 \text{ м}.$$

29. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$\text{Re} = wd_{\text{е}}\rho_{\text{г}}/\mu_{\text{г}} = 1,2 \cdot 0,382 \cdot 0,71/26,5 \cdot 10^{-6} = 12280.$$

30. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma\zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{вих}} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{рр}} = 0,5 + 1 + 2 \cdot 1 + 1 + 1 + 1 = 6,5,$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат;

$\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата;

$\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ;

$\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку;

$\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

31. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = 0,361/\text{Re}^{0,75} = 0,361/12280^{0,75} = 3,09 \cdot 10^{-4}, \text{ при } \text{Re} = 12300 > 2300.$$

32. Гідравлічний опір електрофільтра

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{H}{d_{\text{е}}} + \Sigma\zeta \right) \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} = \left(3,09 \cdot 10^{-4} \frac{12}{0,382} + 6,5 \right) \frac{0,71 \cdot 1,2^2}{2} = 3,33 \text{ Па}.$$

Висновок

Основні розміри: висота елементів електрофільтра – 12 м; площа осадження – 87 м^2 , діаметр коронуючого електрода (катода) – 4 мм; анод виготовлено з труби $\varnothing 402 \times 8 \text{ мм}$.

Гідравлічний опір трубчастого електрофільтра – 3,33 Па, його потужність – 1,65 кВт.

2.1.3.2. Розрахунок пластинчастого електрофільтра

Мета розрахунку – визначення основних розмірів, гідравлічного опору електрофільтра й потужності, яка ним споживається.

Позначення вихідних величин

d_{\min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;

p – тиск газу, МПа;

R_0 – рухомість іонів газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$;

t – температура газу, $^{\circ}\text{C}$;

V^0 – об'ємна витрата газу, $\text{м}^3/\text{год}$;

$\mu_{\text{г}}$ – динамічна в'язкість газу, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

$\rho_{\text{г}}$ – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\psi_{\text{т}}$ – коефіцієнт форми частинок.

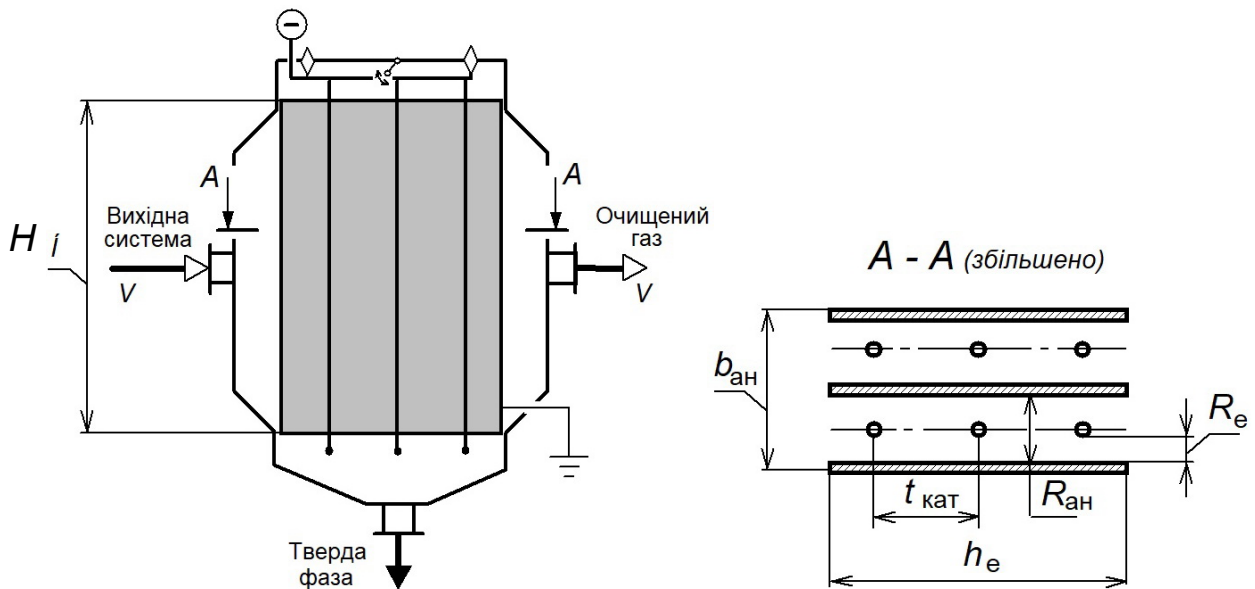


Рис. 2.6. Схема пластинчастого електрофільтра

Порядок розрахунку

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right).$$

2. Середню швидкість газу w' між осаджувальними електродами пластинчастого електрофільтра обирають рівною 0,5...1,5 м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів прямокутних каналів електрофільтра, м^2

$$F' = V/w'.$$

4. Діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}}$:

а) для неагресивних – нейтральних та(чи) низькотемпературних ($t \leq 100^\circ\text{C}$) газів – 1...2 мм;

б) для агресивних газів, тобто таких, що містять компоненти, які реагують з матеріалом катода, та(чи) високотемпературних ($t > 100^\circ\text{C}$) – 3...4 мм.

5. Відстань між осаджувальним і коронуючим електродами R_e обирається рівною 0,1...0,2 м.

6. Відстань між сусідніми осаджувальними електродами (анодами), м

$$R_{\text{ан}} = 2R_e + d_{\text{кат}}.$$

7. Крок розташування катодів $t_{\text{кат}}$

$$t_{\text{кат}} = 2R_e + \delta_{\text{ан}},$$

де $\delta_{\text{ан}}$ – товщина анода, м (обирається рівною 0,5...2,0 мм).

8. Висота анодів H обирається рівною 1,0...2,0 м.

9. Розрахункова кількість анодів

$$n' = \frac{F'}{HR_{\text{ан}}} + 1,$$

Дійсною кількістю анодів n є найближче ціле, яке більше, ніж n' .

10. Уточнене значення площі поперечних перерізів прямокутних каналів електрофільтра, м^2

$$F = (n - 1)R_{\text{ан}}H.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу між осаджувальними електродами, м/с

$$w = V/F.$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right).$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд, В/м

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{\text{кат}}}} \right).$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді, В

$$U_0 = E_0 \frac{d_{\text{кат}}}{2} \left(\frac{\pi R_e}{t_{\text{кат}}} - \ln \frac{\pi d_{\text{кат}}}{t_{\text{кат}}} \right).$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p,$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$.

16. Напруга на електрофільтрі U береться рівною $(1,5 \dots 2,0)U_0$.

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді, А/м

$$i_0 = \frac{4\pi^2 k R U}{9 \cdot 10^9 t_{\text{кат}}^2 \left(\frac{\pi R_e}{t_{\text{кат}}} - \ln \frac{\pi d_{\text{кат}}}{t_{\text{кат}}} \right)} (U - U_0),$$

де $k = f(R_e/t_{\text{кат}})$ – конструктивний коефіцієнт; можна взяти $k = 0,03$.

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі, В/м

$$E = \sqrt{\frac{2i_0 R_e}{\pi \varepsilon_0 R t_{\text{кат}}}},$$

де $\varepsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12} \text{ Ф/м}$ – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми під дією сил електричного поля, м/с :

– якщо d_{min} складає від 0,1 до 2 $\mu\text{м}$ включно,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r} \left(1 + \frac{2 \cdot 10^{-7}}{d_{\text{min}}} A \right),$$

– якщо d_{min} складає від 2 до 50 $\mu\text{м}$,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r},$$

де $g = 9,81 \text{ м}^2/\text{с}$ – прискорення вільного падіння; $A = 0,429 d_{\text{min}} + 0,772$.

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми, м/с

$$w_{\text{ос}} = \psi_T w_0.$$

21. Час осадження, с

$$\tau_{\text{ос}} = R_e / w_{\text{ос}}.$$

22. Довжина кожного з анодів, м

$$L = w \tau_{\text{ос}}.$$

23. Площа осадження, м^2

$$F_{\text{ос}} = 2(n-1)LH.$$

24. Питома поверхня осадження, $\text{м}^2/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$

$$f = \frac{F_{\text{ос}}}{wF}.$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{\text{ос}} f}.$$

26. Розрахункова кількість катодів:

$$n'_{\text{кат}} = (n - 1)L/t_{\text{кат}}.$$

Дійсною кількістю катодів $n_{\text{кат}}$ є найближче ціле, яке більше, ніж $n'_{\text{кат}}$.

27. Сила струму в електрофільтрі, А

$$I = n_{\text{кат}} i_0 H.$$

28. Потужність, яка споживається електрофільтром, Вт

$$N \approx UI + N_{\text{д}},$$

де $N_{\text{д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями (струшувальним та обдувним пристроями тощо); зазвичай беруть $N_{\text{д}} = 500\text{--}1000$ Вт.

29. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу прямокутного перерізу, м

$$d_{\text{е}} = 2R_{\text{ан}}, \quad \text{коли } R_{\text{ан}}/H \leq 0,1,$$

$$d_{\text{е}} = 2R_{\text{ан}}H/(R_{\text{ан}} + H), \quad \text{коли } R_{\text{ан}}/H > 0,1.$$

30. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$\text{Re} = wd_{\text{е}}\rho_{\text{г}}/\mu_{\text{г}}.$$

31. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу

$$\psi_{\text{к}} = 1,5, \quad \text{коли } R_{\text{ан}}/H < 0,1;$$

$$\psi_{\text{к}} = 0,83(R_{\text{ан}}/H)^2 - 1,39(R_{\text{ан}}/H) + 1,46, \quad \text{коли } R_{\text{ан}}/H \geq 0,1.$$

32. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = 64\psi_{\text{к}}/\text{Re}, \quad \text{коли } \text{Re} \leq 2300;$$

$$\lambda = 0,361\psi_{\text{к}}/\text{Re}^{0,75}, \quad \text{коли } \text{Re} > 2300.$$

33. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma\zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{вих}} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{рр}},$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

33. Гідравлічний опір електрофільтра, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\Gamma} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри, гідравлічний опір пластинчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення V^0 газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром d_{\min} і коефіцієнтом форми ψ_{Γ} . Температура газу t , тиск p , густина ρ_{Γ} , динамічна в'язкість μ_{Γ} , рухливість іонів за нормальних умов R_0 (табл. 2.7).

Таблиця 2.7. Вихідні дані для розрахунку пластинчастого електрофільтра

Варіант	V^0 , м ³ /год	$R_0 \cdot 10^4$, м ² /(В·с)	ψ	p , МПа	Варіант	$d_{\min} \cdot 10^6$, м	t , °С	ρ , кг/м ³	$\mu \cdot 10^6$, Па·с
1	9500	2,48	0,77	0,100	1	1,0	30	1,165	18,6
2	5000	2,10	0,66	0,105	2	9,0	100	0,946	21,9
3	9000	1,58	0,58	0,110	3	1,5	150	0,830	24,1
4	5500	1,48	0,46	0,115	4	8,0	70	1,029	20,6
5	7500	1,62	0,51	0,100	5	2,0	120	0,898	22,8
6	6000	1,57	0,73	0,099	6	6,0	80	1,000	21,1
7	8000	0,98	0,48	0,120	7	4,0	200	0,746	26,0
8	6000	1,75	0,50	0,125	8	9,0	250	0,674	27,4
9	7500	1,13	0,65	0,098	9	3,0	60	1,060	20,1
0	6500	1,63	0,70	0,097	0	5,0	225	0,710	26,5

Приклад розрахунку пластинчастого електрофільтра

Визначити основні розміри, гідравлічний опір пластинчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення $V^0 = 1600$ м³/год газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром $d_{\min} = 5 \cdot 10^{-6}$ м і коефіцієнтом форми $\psi_{\Gamma} = 0,7$. Температура газу $t = 225^{\circ}\text{C}$, тиск $p = 0,097$ МПа, густина $\rho_{\Gamma} = 0,71$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu_{\Gamma} = 26,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с, рухливість іонів за нормальних умов $R_0 = 1,63 \cdot 10^{-4}$ м²/(В·с) (табл. 2.7).

Розрахунок

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right) = \frac{1600}{3600} \left(\frac{225 + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{0,097} \right) = 0,847 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Середню швидкість газу w' між осаджувальними електродами пластинчастого електрофільтра обирають рівною 0,5...1,5 м/с.

Беремо $w' = 1,0$ м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів прямокутних каналів електрофільтра

$$F' = V/w' = 0,847/1 = 0,847 \text{ м}^2.$$

4. Оскільки очищувана система є високотемпературною ($t > 100^\circ\text{C}$), то діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}} = 4$ мм.

5. Попереднє значення відстані між електродами $R'_e = 0,15$ м.

6. Відстань між сусідніми осаджувальними електродами (анодами)

$$R_{\text{ан}} = 2R'_e + d_{\text{кат}} = 2 \cdot 0,15 + 0,004 = 0,304 \text{ м}.$$

7. Крок розташування катодів $t_{\text{кат}}$

$$t_{\text{кат}} = 2R'_e + \delta_{\text{ан}} = 2 \cdot 0,15 + 0,001 = 0,301 \text{ м},$$

де $\delta_{\text{ан}} = 0,01$ м – товщина анода.

8. Висота анодів H обирається рівною 1,0...2,0 м.

Беремо $H = 1,5$ м.

9. Розрахункова кількість анодів

$$n' = \frac{F'}{HR_{\text{ан}}} + 1 = \frac{0,847}{1,5 \cdot 0,304} + 1 = 2,86,$$

Беремо виконавчу кількість анодів $n = 3$.

10. Уточнене значення площі поперечних перерізів прямокутних каналів електрофільтра

$$F = (n - 1)R_{\text{ан}}H = (3 - 1) \cdot 0,304 \cdot 1,5 = 0,912 \text{ м}^2.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу між осаджувальними електродами

$$w = V/F = 0,847/0,912 = 0,929 \text{ м/с}.$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right) = \frac{0,097}{0,1013} \left(\frac{273}{225 + 273} \right) = 0,53.$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{\text{кат}}}} \right) =$$

$$= 3,04 \cdot 10^6 \left(0,53 + 0,0311 \sqrt{\frac{2 \cdot 0,53}{0,004}} \right) = 3,15 \cdot 10^6 \text{ В/м.}$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді

$$U_0 = U_0 = E_0 \frac{d_{\text{кат}}}{2} \left(\frac{\pi R_e}{t_{\text{кат}}} - \ln \frac{\pi d_{\text{кат}}}{t_{\text{кат}}} \right)$$

$$= 3,15 \cdot 10^6 \cdot \frac{0,004}{2} \left(\frac{\pi \cdot 0,15}{0,301} - \ln \frac{\pi \cdot 0,004}{0,301} \right) = 29900 \text{ В.}$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p = 1,63 \cdot 10^{-4} \cdot 0,1013/0,097 = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с}),$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$.

16. Напруга на електрофільтрі

$$U = (1,5 \dots 2,0) U_0 = (1,5 \dots 2,0) \cdot 29900 = (1,5 \dots 2,0) \cdot 29900 = 44850 \dots 59800 \text{ В.}$$

Беремо $U = 50000 \text{ В}$.

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді

$$i_0 = \frac{4\pi^2 k R U}{9 \cdot 10^9 t_{\text{кат}}^2 \left(\frac{\pi R_e}{t_{\text{кат}}} - \ln \frac{\pi d_{\text{кат}}}{t_{\text{кат}}} \right)} (U - U_0) =$$

$$= \frac{4\pi^2 0,03 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 50000}{9 \cdot 10^9 \cdot 0,301^2 \left(\frac{\pi \cdot 0,15}{0,301} - \ln \frac{\pi \cdot 0,004}{0,301} \right)} (50000 - 29900) = 5,23 \cdot 10^{-5} \text{ А/м,}$$

де $k = f(R_e/t_{\text{кат}})$ – конструктивний коефіцієнт; можна взяти $k = 0,03$.

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі

$$E = \sqrt{\frac{2i_0 R_e}{\pi \epsilon_0 R t_{\text{кат}}}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 5,23 \cdot 10^{-5} \cdot 0,15}{3,14 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 0,301}} = 1,05 \cdot 10^5 \text{ В/м,}$$

де $\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12} \text{ Ф/м}$ – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми (оскільки d_{\min} складає від 2 до 50 мкм) під дією сил електричного поля

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\min}}{\mu_r} = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} \cdot (1,05 \cdot 10^5)^2 \cdot 9,81 \cdot 5 \cdot 10^{-6}}{26,5 \cdot 10^{-6}} = 0,012 \text{ м/с},$$

де $g = 9,81 \text{ м}^2/\text{с}$ – прискорення вільного падіння.

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми

$$w_{\text{ос}} = \psi_T w_0 = 0,7 \cdot 0,012 = 0,0084 \text{ м/с}.$$

21. Час осадження

$$\tau_{\text{ос}} = R_e / w_{\text{ос}} = 0,15 / 0,0084 = 17,9 \text{ с}.$$

22. Довжина кожного з анодів

$$L = w \tau_{\text{ос}} = 0,929 \cdot 17,9 = 16,6 \text{ м}.$$

23. Площа осадження

$$F_{\text{ос}} = 2(n-1)LH = 2(3-1) \cdot 16,6 \cdot 1,5 = 99,6 \text{ м}^2.$$

24. Питома поверхня осадження

$$f = \frac{F_{\text{ос}}}{wF} = \frac{99,6}{0,929 \cdot 0,912} = 117,6 \text{ м}^2/(\text{м}^3 \cdot \text{с}).$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{\min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{\text{ос}} f} = 1 - 2,72^{-0,0084 \cdot 117,6} = 0,628.$$

26. Розрахункова кількість катодів

$$n'_{\text{кат}} = (n-1)L/t_{\text{кат}} = (3-1) \cdot 16,6 / 0,301 = 110,3.$$

Дійсна кількістю катодів $n_{\text{кат}}$ є найближче ціле, тобто $n_{\text{кат}} = 111$.

27. Сила струму в електрофільтрі

$$I = n_{\text{кат}} i_0 H = 111 \cdot 5,23 \cdot 10^{-5} \cdot 1,5 = 8,7 \cdot 10^{-3} \text{ А}.$$

28. Потужність, яка споживається електрофільтром

$$N \approx UI + N_{\text{д}} \approx 50000 \cdot 8,7 \cdot 10^{-3} + 800 = 1235 \text{ Вт},$$

де $N_{\text{д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями ($N_{\text{д}} = 500\text{--}1000 \text{ Вт}$); беремо $N_{\text{д}} = 800 \text{ Вт}$.

29. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу прямокутного перерізу (оскільки $R_{\text{ан}}/H = 0,304/1,5 = 0,2 > 0,1$)

$$d_e = \frac{2R_{\text{ан}}H}{R_{\text{ан}} + H} = \frac{2 \cdot 0,304 \cdot 1,5}{0,304 + 1,5} = 0,506 \text{ м}.$$

30. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$Re = wd_e \rho_{\Gamma} / \mu_{\Gamma} = 0,929 \cdot 0,506 \cdot 0,71 / 26,5 \cdot 10^{-6} = 12600.$$

31. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу за умови $R_{ан}/H \geq 0,1$ (у нашому випадку $R_{ан}/H = 0,304/1,5 = 0,2$):

$$\begin{aligned}\psi_k &= 0,83(R_{ан}/H)^2 - 1,39(R_{ан}/H) + 1,46 = \\ &= 0,83(0,304/1,5)^2 - 1,39(0,304/1,5) + 1,46 = 1,21.\end{aligned}$$

32. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці (оскільки $Re=12600 > 2300$):

$$\lambda = 0,361\psi_k / Re^{0,75} = 0,361 \cdot 1,21 / 12600^{0,75} = 3,67 \cdot 10^{-4}.$$

33. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma\zeta = \zeta_{вх} + \zeta_{вих} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{рз} + \zeta_{рр} = 0,5 + 1 + 2 \cdot 1 + 1 + 1 = 6,5,$$

де $\zeta_{вх} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{вих} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{рз} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{рр} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

33. Гідравлічний опір електрофільтра, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma\zeta \right) \frac{\rho_{\Gamma} w^2}{2} = \left(3,67 \cdot 10^{-4} \frac{16,6}{0,506} + 6,5 \right) \frac{0,71 \cdot 0,929^2}{2} = 2,0 \text{ Па.}$$

Висновок

Основні розміри пластинчастого електрофільтра: висота×довжина осаджувальних електродів – $1,5 \times 16,6$ м; площа осадження електрофільтра – $99,6 \text{ м}^2$, гідравлічний опір – $2,0$ Па, потужність – $1,235$ кВт.

2.1.4. Розділення фільтруванням

Фільтруванням називається процес довільного чи примусового проходження рідини чи газу крізь поруване середовище, яке супроводжується виділенням завислих частинок твердої фази цим середовищем (ДСТУ 2432) (рис. 2.7).

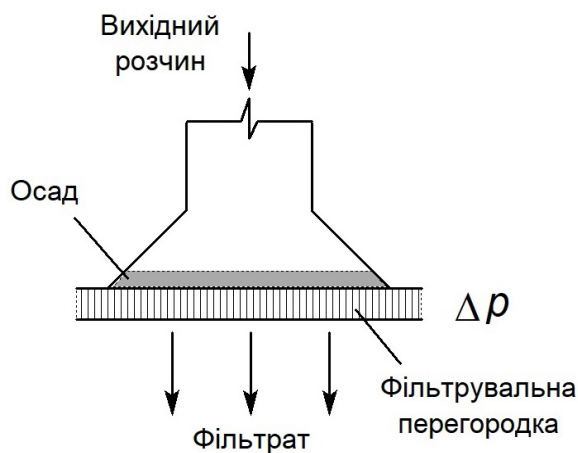


Рис. 2.7. Схема процесу фільтрування

Рушійною силою фільтрування є перепад тиску Δp по обидва боки поруватого середовища, який іноді утворюється відцентровими силами (при довільному проходженні рідини крізь вказане середовище рушійною силою є гідростатичний тиск неоднорідної системи, що розділяється).

Однією з характеристик процесу є швидкість фільтрування w_f – кількість фільтрату (рідини чи газу, що пройшли крізь поруване середовище), який проходить крізь одиницю площі поруватого середовища (фільтрувальної перегородки) за одиницю часу.

Одним із способів фільтрування є фільтрування при постійному перепаді тиску та змінній швидкості фільтрування. Такий режим можливий за умови підтримання сталим гідростатичного стовпа суспензії або у випадку установки ресивера, в якому підтримується тиск, нижчий за атмосферний.

2.1.4.1. Розрахунок сталих фільтрування

Позначення вихідних величин:

F – площа фільтрувальної перегородки, м^2 ;

τ_1, τ_2 – час одержання об'єму фільтрату V_1 і V_2 , м^3 , відповідно, с.

Порядок розрахунку

1. Значення сталих фільтрування k' , с/м^6 , і k'' , с/м^3 , знайдемо, розв'язавши кінетичне рівняння фільтрування при $\Delta p = \text{const}$ і $w_\phi \neq \text{const}$ для двох значень часу фільтрування та об'єму фільтрату

$$\begin{cases} \frac{\tau_1}{V_1} = k'V_1 + k'', \\ \frac{\tau_2}{V_2} = k'V_2 + k''; \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} k' = \frac{\frac{\tau_2}{V_2} - \frac{\tau_1}{V_1}}{V_2 - V_1}, \\ k'' = \frac{\tau_1}{V_1} - k'V_1. \end{cases}$$

2. Час одержання V_ϕ фільтрату на даному фільтрі, с

$$\frac{\tau_\phi}{V_\phi} = k'V_\phi + k'' \Rightarrow \tau_\phi = V_\phi (k'V_\phi + k'').$$

3. Середня швидкість фільтрування, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$

$$w_\phi = \frac{V_\phi}{F\tau_\phi}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити середню швидкість фільтрування w_ϕ і тривалість τ_ϕ проходження V_ϕ фільтрату крізь фільтрувальну перегородку площею F при сталому перепаді тиску на вказаній перегородці, якщо за час τ_1 на фільтрі одержують V_1 , а за час τ_2 – V_2 фільтрату (табл. 2.8).

Таблиця 2.8. Вихідні дані для визначення сталих фільтрування

Варіант	V_ϕ , м^3	F , м^2	Варіант	τ_1 , с	V_1 , м^3	τ_2 , с	V_2 , м^3
1	0,025	1,5	1	150	0,003	800	0,010
2	0,010	2,0	2	100	0,002	1000	0,011
3	0,035	0,5	3	200	0,004	850	0,012
4	0,015	0,7	4	400	0,008	1750	0,027
5	0,030	1,4	5	300	0,006	1200	0,018
6	0,013	1,2	6	225	0,008	750	0,019
7	0,011	0,8	7	125	0,002	975	0,008
8	0,027	1,3	8	175	0,007	875	0,020
9	0,013	1,6	9	250	0,012	1300	0,035
0	0,017	1,8	0	350	0,035	1500	0,095

Приклад розрахунку сталих фільтрування

Визначити середню швидкість фільтрування w_ϕ і тривалість τ_ϕ проходження $V_\phi = 0,017 \text{ м}^3$ фільтрату крізь фільтрувальну перегородку площею $F = 1,8 \text{ м}^2$ при сталому перепаді тиску на вказаній перегородці, якщо за час $\tau_1 = 350 \text{ с}$ на фільтрі одержують $V_1 = 0,035 \text{ м}^3$, а за час $\tau_2 = 1500 \text{ с}$ – $V_2 = 0,095 \text{ м}^3$ фільтрату.

Розрахунок

1. Значення сталих фільтрування k' і k'' знайдемо, розв'язавши кінетичне рівняння фільтрування при $\Delta p = \text{const}$ і $w_\phi \neq \text{const}$ для двох значень часу фільтрування та об'єму фільтрату

$$\begin{cases} \frac{\tau_1}{V_1} = k'V_1 + k'', \\ \frac{\tau_2}{V_2} = k'V_2 + k''; \end{cases} \Rightarrow \begin{aligned} k' &= \frac{\frac{\tau_2}{V_2} - \frac{\tau_1}{V_1}}{V_2 - V_1} = \frac{\frac{1500}{0,095} - \frac{350}{0,035}}{0,095 - 0,035} = 9,65 \cdot 10^4 \text{ с/м}^6, \\ k'' &= \frac{\tau_1}{V_1} - k'V_1 = \frac{350}{0,035} - 9,65 \cdot 10^4 \cdot 0,035 = 6623 \text{ с/м}^3. \end{aligned}$$

2. Час одержання V_ϕ фільтрату на даному фільтрі

$$\frac{\tau_\phi}{V_\phi} = k'V_\phi + k'' \Rightarrow \tau_\phi = V_\phi (k'V_\phi + k'') = 0,017 \cdot (9,65 \cdot 10^4 \cdot 0,017 + 6623) = 140,5 \text{ с}.$$

3. Середня швидкість фільтрування

$$w_\phi = \frac{V_\phi}{F\tau_\phi} = \frac{0,017}{1,8 \cdot 140,5} = 6,72 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

Висновок

Середня швидкість фільтрування становить $6,72 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$, тривалість фільтрування – 140,5 с.

2.1.4.2. Розрахунок барабанного вакуум-фільтра

Барабанні вакуум-фільтри є найбільш поширеними фільтрами безперервної дії (рис. 2.8). Фільтр має обертовий циліндричний перфорований барабан 1, покритий хвилястою металевою сіткою 2 з розташованою на ній тканиною фільтрувальною перегородкою 3. Барабан на 30–40 % своєю поверхнею занурюється в розділювану суспензію, що надходить у корито 6. Оскільки напрямок осадження дисперсної фази в кориті 6 протилежний напрямку руху фільтрату (вздовж радіуса барабана до його поздовжньої осі), у кориті 6 змонтовано хитну мішалку 7, яка забезпечує однорідність розділюваної суспензії.

Барабан радіальними перегородками поділено на декілька ізольованих одна від одної комірок (камер) 9, кожна з яких труба 10 сполучає з певною порожниною нерухомої частини 12 розподільної головки. Труби об'єднуються в спільну обертову частину 11 розподільної головки, завдяки чому під час обертання барабана 1 камери 9 послідовно сполучаються з джерелами вакууму й стисненого повітря. У результаті за повний оберт кожна камера барабана проходить декілька функціональних зон, у яких відбуваються процеси фільтрування, промивання осаду та ін.

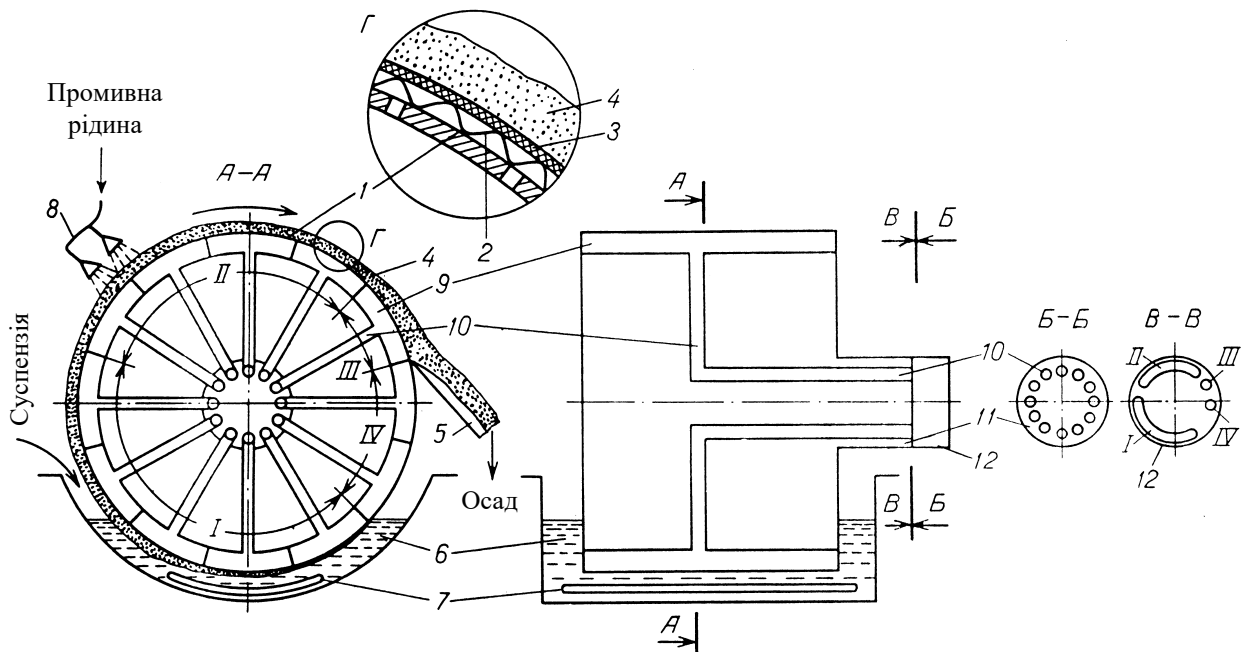


Рис. 2.8. Схема барабанного вакуум-фільтра:

1 – перфорований барабан; 2 – хвиляста сітка; 3 – фільтрувальна перегородка; 4 – осад;
5 – ніж для знімання осаду; 6 – корито для суспензії; 7 – хитна мішалка; 8 – пристрій для підведення промивної рідини; 9 – камери (комірки) барабана; 10 – з'єднувальні трубки;
11 – обертова частина розподільної головки; 12 – нерухома частина розподільної головки;

I – зона фільтрування й відведення фільтрату; II – зона промивання осаду
й відведення промивної води; III – зона знімання осаду;

IV – зона регенерації фільтрувальної перегородки

Зона I – фільтрування й відведення фільтрату. У ній камера стикається з розділюваною суспензією й сполучається з джерелом вакууму. Під дією перепаду тиску фільтрат проходить крізь фільтрувальну тканину, хвилясту сітку й перфорацію барабана всередину камери і крізь трубу відводиться з фільтра. На зовнішній поверхні фільтрувальної тканини утворюється шар осаду.

Зона II – промивання осаду й відведення промивної води. У ній камера, що вийшла з об'єму суспензії, також сполучена з джерелом вакууму, а на осад пристроєм 8 подається промивна рідина. Вона проходить крізь осад і по трубі відводиться з апарата.

Зона III – знімання осаду. У цій зоні осад спочатку підсушується вакуумом, а потім сполучається з джерелом стисненого повітря. Повітря при цьому не тільки сушить, а й розпушує осад, що полегшує його подальше знімання з барабана. Якщо камера з підсушеним осадом наближається до ножа 5, подача стисненого повітря припиняється, а осад під дією сили тяжіння падає в приймальний бункер.

Зона IV – регенерації фільтрувальної перегородки. У цій зоні фільтрувальна тканина оброблюється стисненим повітрям або водяною парою і звільняється від залишків осаду.

Після виходу із зони IV камери з регенованою тканиною знову занурюються в корито з суспензією, і весь цикл фільтрування повторюється. Повний цикл фільтрування відбувається за один оберт барабана.

Зрозуміло, що між технологічними зонами I–IV розташовані так звані «мертві» зони, центральний кут яких становить від 2° до 30° .

Барабанні вакуумні фільтри виготовляють з площею фільтрування 3, 5, 10, 20 і 40 м^2 .

Переваги фільтра: простота обслуговування, можливість фільтрування суспензій із значним умістом твердої фази; недоліки: відносно мала питома поверхня фільтрування, складність герметизації, необхідність перемішування суспензії в кориті.

Мета розрахунку – розрахунок і вибір стандартного барабанного вакуум-фільтра із зовнішньою поверхнею фільтрування.

Позначення вихідних величин

$G_{\text{ос}}$ – масова продуктивність фільтра за осадом, кг/с ;

m – питома масова витрата промивної рідини (води), кг/кг осаду;

n – частота обертання барабана, об/хв ;

r_o – питомий об'ємний опір осаду, м^{-2} ;

$R_{\text{фп}}$ – об'ємний опір фільтрувальної перегородки, м^{-1} ;

w – кінцева вологість осаду, % (мас.);

x_c – масова частка твердої фази у вихідній суспензії, % (мас.);

Δp – перепад тиску на фільтрі, Па .

$\mu_{\text{ф}}$ – динамічна в'язкість фільтрату, $\text{Па}\cdot\text{с}$;

ρ_T – густина твердої фази, кг/м³;
 ρ_ϕ – густина фільтрату, кг/м³;
 φ_ϕ – кут зони фільтрування, ...°.

Порядок розрахунку

1. Масова продуктивність фільтра за суспензією, кг/с

$$G_c = G_{oc} \left(\frac{1-w}{x_c} \right).$$

2. Вміст сухої твердої речовини в осаді, кг/с

$$G_T = G_c x_c.$$

3. Вміст рідини в суспензії, кг/с

$$G_p = G_c - G_T.$$

4. Масова продуктивність фільтра за фільтратом, кг/с

$$G_\phi = G_c - G_{oc}.$$

5. Вміст рідини в осаді, кг/с

$$G_{p(oc)} = G_{oc} - G_T.$$

6. Матеріальний баланс процесу фільтрування, кг/с

а) на вході до фільтра:

– суспензія – G_c , у тому числі:

– тверда фаза – G_T ;

– рідка фаза – G_p ;

б) на виході з фільтра:

– осад – G_c , у тому числі:

– тверда фаза – G_T ;

– рідка фаза – $G_{p(oc)}$;

– фільтрат – G_ϕ .

7. Густина осаду, кг/м³

$$\rho_{oc} = \frac{\rho_T \rho_\phi}{\rho_\phi + (\rho_T - \rho_\phi)w}.$$

8. Густина суспензії, кг/м³

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_\phi}{\rho_\phi w + (1-w)\rho_T}.$$

9. Об'ємна продуктивність фільтра за осадом, м³/с

$$V_{oc} = G_{oc} / \rho_{oc}.$$

10. Об'ємна продуктивність фільтра за фільтратом, м³/с

$$V_{\phi} = G_{\phi} / \rho_{\phi}.$$

11. Співвідношення об'ємних продуктивностей фільтра за осадом і фільтратом

$$x_o = V_{oc} / V_{\phi}.$$

12. Час фільтрування впродовж одного оберта барабана, с

$$\tau_{\phi} = \frac{\varphi_{\phi}}{6n}.$$

13. Об'ємна продуктивність фільтра за фільтратом за один оберт барабана, м³/с

$$V_{\phi(1об)} = \frac{60V_{\phi}}{n}.$$

14. Розрахункова площа фільтрування, м²:

– за умови $r_o / R_{\phi\pi} \leq 10^3$

$$F' = \frac{V_{\phi(1об)}}{\sqrt{\frac{2\Delta p\tau_{\phi}}{\mu_{\phi}r_o x_o} + \left(\frac{R_{\phi\pi}}{r_o x_o}\right)^2} - \frac{R_{\phi\pi}}{r_o x_o}};$$

– за умови $r_o / R_{\phi\pi} > 10^3$

$$F' = \frac{V_{\phi(1об)}}{\sqrt{\frac{2\Delta p\tau_{\phi}}{\mu_{\phi}r_o x_o}}}.$$

15. Відповідно до розрахункової площі фільтрування згідно з табл. 2.9 вибираємо один або декілька фільтрів.

Таблиця 2.9. Основні параметри барабанних вакуум-фільтрів загального призначення із зовнішньою поверхнею фільтрування

Фільтр	Площа фільтрування, м ²	Кількість комірок	Частота обертання, об/хв	Кут занурення в суспензію, ...°	Кут технологічних зон барабана, ...°					Потужність привода барабана, кВт
					кут фільтрування φ_{ϕ}	кут попереднього сушіння	кут промивання та остаточного сушіння	кут віддування осаду	кут регенерації	
БОШР 3-1,75	3	16	0,1–2,0	130	107	71	101	19	20	1,0
БОШР 5-1,75	5	16	0,1–2,0	130	107	71	101	19	20	1,0
БОК 3-1,75	3	18	0,1–2,0	138	125	60	99	25	24	1,0
БОК 5-1,75	5	18	0,1–2,0	138	125	60	99	25	24	1,0
БОУ 5-1,75	5	24	0,1–1,8	134	124,5	67	103	20	20	1,0
БОУ 10-2,6	10	24	0,13–2,0	149	132	59,5	103	20	20	1,7
БОР 10-2,6	10	24	0,1–2,0	144	125	71	93,5	19,5	18	2,0
БОУ 20-2,6	20	24	0,13–2,0 0,28–2,0	149	132	59,5	103	20	20	2,8
БОУ 40-3	40	24	0,57 0,85 1,72	155	135	56,5	103	20	20	2,8

16. Товщина шару осаду під час його знімання з барабана, м

$$\delta_{\text{ос}} = \frac{60V_{\text{ос}(1\phi)}}{F_{1\phi}n_{\phi}},$$

де $V_{\text{ос}(1\phi)}$ – об’ємна продуктивність одного фільтра за осадом, $\text{м}^3/\text{с}$ (у разі, якщо вибрано декілька однакових фільтрів n_{ϕ} , то $V_{\text{ос}(1\phi)} = V_{\text{ос}}/n_{\phi}$); $F_{1\phi}$ – площа фільтрування одного фільтра згідно з табл. 2.9, м^2 .

17. Швидкість фільтрування наприкінці процесу, $\text{м}/\text{с}$ (або $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$):

– за умови $r_o/R_{\text{фп}} \leq 10^3$

$$w_{\phi} = \frac{1}{\tau} \left[\sqrt{\frac{2\Delta p \tau_{\phi}}{\mu_{\phi} r_o x_o} + \left(\frac{R_{\text{фп}}}{r_o x_o} \right)^2} - \frac{R_{\text{фп}}}{r_o x_o} \right];$$

– за умови $r_o/R_{\text{фп}} > 10^3$

$$w_{\phi} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\mu_{\phi} r_o x_o \tau_{\phi}}}.$$

18. Швидкість промивання осаду, $\text{м}/\text{с}$ (або $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$)

$$w_{\text{пр}} = w_{\phi} \frac{\mu_{\phi}}{\mu_{\text{пр}}},$$

де $\mu_{\text{пр}}$ – динамічна в’язкість промивної рідини за температури промивання, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

19. Масова витрата промивної рідини (води), $\text{кг}/\text{с}$

$$G_{\text{пр}} = mG_{\text{ос}}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні параметри процесу фільтрування і вибрати стандартний барабанний вакуум-фільтр (або декілька однакових фільтрів) із зовнішньою поверхнею фільтрування. Масова продуктивність фільтра за осадом $G_{\text{ос}}$, кінцева вологість осаду w , масова частка твердої фази у вихідній суспензії x_c , питомий об’ємний опір осаду r_o , об’ємний опір фільтрувальної перегородки $R_{\text{фп}}$, динамічна в’язкість фільтрату μ_{ϕ} , густина твердої фази ρ_t , густина фільтрату ρ_{ϕ} , питома масова витрата промивної рідини (води) m , перепад тиску на фільтрі Δp , частота обертання барабана n , кут зони фільтрування ϕ_{ϕ} (табл. 2.10).

Таблиця 2.10. Вихідні дані для розрахунку пінного пиловловлювача

Варі- ант	G_{oc} , кг/с	ρ_T , кг/м ³	$r_o \cdot 10^{-13}$, м ⁻²	m , кг/кг	Δp , кПа	x_c , % (мас.)	Варі- ант	w , % (мас.)	$R_{фп} \cdot 10^{-9}$, м ⁻¹	ρ_ϕ , кг/м ³	$\mu_\phi \cdot 10^3$, Па·с	n , об/хв	ϕ_ϕ , ...°
1	1,0	2500	0,5	2,7	75	15	1	30	0,1	1000	0,80	0,40	135
2	1,4	2400	5,5	3,5	83	16	2	39	1,4	995	0,82	0,50	134
3	1,7	2300	1,5	2,8	71	17	3	32	0,3	980	0,84	0,60	132
4	2,0	2200	4,5	2,6	77	18	4	37	0,5	1010	0,86	0,70	133
5	2,3	2100	2,5	3,0	75	19	5	36	1,0	1040	0,88	0,80	131
6	2,7	2000	3,0	3,1	76	20	6	35	0,2	1020	0,90	0,90	134
7	3,0	1900	2,0	3,3	79	21	7	33	1,3	1030	0,92	1,00	131
8	3,3	1800	5,0	3,4	81	22	8	38	1,2	975	0,94	0,75	132
9	3,7	1700	1,0	2,9	73	23	9	31	1,1	985	0,96	0,65	133
0	4,0	1600	6,0	3,7	85	24	0	40	1,5	990	0,98	0,55	135

Приклад розрахунку барабанного вакуум-фільтра

Визначити основні параметри процесу фільтрування і вибрати стандартний барабанний вакуум-фільтр (або декілька однакових фільтрів) із зовнішньою поверхнею фільтрування. Масова продуктивність фільтра за осадам $G_{oc}=3,0$ кг/с, кінцева вологість осаду $w=40\%$ (мас.), масова частка твердої фази у вихідній суспензії $x_c=20\%$ (мас.), питомий об'ємний опір осаду $r_o=6 \cdot 10^{13}$ м⁻², об'ємний опір фільтрувальної перегородки $R_{фп}=1 \cdot 10^9$ м⁻¹, динамічна в'язкість фільтрату $\mu_\phi=0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с, густина твердої фази $\rho_T=2300$ кг/м³, густина фільтрату $\rho_\phi=985$ кг/м³, питома масова витрата промивної рідини (води) $m=3,5$ кг/кг, перепад тиску на фільтрі $\Delta p=75$ кПа, частота обертання барабана $n=0,5$ об/хв, кут зони фільтрування $\phi_\phi=135^\circ$.

Розрахунок

1. Масова продуктивність фільтра за суспензією

$$G_c = G_{oc} \left(\frac{1-w}{x_c} \right) = 3 \left(\frac{1-0,4}{0,2} \right) = 9 \text{ кг/с},$$

де $w=40\%$ (мас.) = 0,4 (кг рідини)/(кг осаду) – кінцева вологість осаду;
 $x_c=20\%$ (мас.) = 0,2 (кг твердої фази)/(кг суспензії) – масова частка твердої фази у вихідній суспензії,

2. Вміст сухої твердої речовини в осаді

$$G_T = G_c x_c = 9 \cdot 0,2 = 1,8 \text{ кг/с}.$$

3. Вміст рідини в суспензії

$$G_p = G_c - G_T = 9 - 1,8 = 7,2 \text{ кг/с}.$$

4. Масова продуктивність фільтра за фільтратом

$$G_\phi = G_c - G_{oc} = 9 - 3 = 6 \text{ кг/с}.$$

5. Вміст рідини в осаді

$$G_{p(oc)} = G_{oc} - G_T = 3 - 1,8 = 1,2 \text{ кг/с.}$$

6. Матеріальний баланс процесу фільтрування:

а) на вході до фільтра:

– суспензія – $G_c = 9,0$ кг/с, у тому числі:

– тверда фаза – $G_T = 1,8$ кг/с;

– рідка фаза – $G_p = 7,2$ кг/с;

б) на виході з фільтра:

– осад – $G_{oc} = 3,0$ кг/с, у тому числі:

– тверда фаза – $G_T = 1,8$ кг/с;

– рідка фаза – $G_{p(oc)} = 1,2$ кг/с;

– фільтрат – $G_\phi = 6,0$ кг/с.

7. Густина осаду

$$\rho_{oc} = \frac{\rho_T \rho_\phi}{\rho_\phi + (\rho_T - \rho_\phi)w} = \frac{2300 \cdot 985}{985 + (2300 - 985)0,4} = 1500 \text{ кг/м}^3.$$

8. Густина суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_\phi}{\rho_\phi w + (1 - w)\rho_T} = \frac{2300 \cdot 985}{985 \cdot 0,4 + (1 - 0,4)2300} = 1277 \text{ кг/м}^3.$$

9. Об'ємна продуктивність фільтра за осадом

$$V_{oc} = G_{oc} / \rho_{oc} = 3 / 1500 = 0,002 \text{ м}^3/\text{с.}$$

10. Об'ємна продуктивність фільтра за фільтратом

$$V_\phi = G_\phi / \rho_\phi = 6 / 985 = 0,0061 \text{ м}^3/\text{с.}$$

11. Співвідношення об'ємних продуктивностей фільтра за осадом і фільтратом

$$x_o = V_{oc} / V_\phi = 0,002 / 0,0061 = 0,328.$$

12. Час фільтрування впродовж одного оберта барабана

$$\tau_\phi = \frac{\varphi_\phi}{6n} = \frac{135}{6 \cdot 0,5} = 45 \text{ с.}$$

13. Об'ємна продуктивність фільтра за фільтратом за один оберт барабана

$$V_{\phi(1об)} = \frac{60V_\phi}{n} = \frac{60 \cdot 0,0061}{0,5} = 0,732 \text{ м}^3/\text{с.}$$

14. Розрахункова площа фільтрування (оскільки $r_o/R_{\text{фп}} = 6 \cdot 10^{13}/1 \cdot 10^9 = 6 \cdot 10^4 > 10^3$)

$$F' = \frac{V_{\text{ф(1об)}}}{\sqrt{\frac{2\Delta p \tau_{\text{ф}}}{\mu_{\text{ф}} r_o x_o}}} = \frac{0,732}{\sqrt{\frac{2 \cdot 75000 \cdot 45}{0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 6 \cdot 10^{13} \cdot 0,328}}} = 37,5 \text{ м}^2.$$

15. Відповідно до розрахункової площі фільтрування згідно з табл. 2.9 вибираємо два фільтри типу БОУ 20-2,6 з площею фільтрування $F = 20 \text{ м}^2$ кожний.

16. Товщина шару осаду під час його знімання з барабана

$$\delta_{\text{ос}} = \frac{60V_{\text{ос(1ф)}}}{F_{1\text{ф}} n_{\text{ф}}} = \frac{60 \cdot 0,001}{20 \cdot 0,5} = 0,006 \text{ м},$$

де $V_{\text{ос(1ф)}}$ – об’ємна продуктивність одного фільтра за осадом (у нашому випадку вибрано два фільтри, тому $n_{\text{ф}} = 2$ і $V_{\text{ос(1ф)}} = V_{\text{ос}}/n_{\text{ф}} = 0,002/2 = 0,001 \text{ м}^3/\text{с}$); $F_{1\text{ф}}$ – площа фільтрування одного фільтра згідно з табл. 2.9, м^2 .

17. Швидкість фільтрування наприкінці процесу (оскільки $r_o/R_{\text{фп}} = 6 \cdot 10^{13}/1 \cdot 10^9 = 6 \cdot 10^4 > 10^3$)

$$w_{\text{ф}} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\mu_{\text{ф}} r_o x_o \tau_{\text{ф}}}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 75000}{0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 6 \cdot 10^{13} \cdot 0,328 \cdot 45}} = 4,34 \cdot 10^{-4} \text{ м/с (або м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с))}.$$

18. Швидкість промивання осаду

$$w_{\text{пр}} = w_{\text{ф}} \frac{\mu_{\text{ф}}}{\mu_{\text{пр}}} = 4,34 \cdot 10^{-4} \frac{0,9 \cdot 10^{-3}}{1,0 \cdot 10^{-3}} = 3,91 \cdot 10^{-4} \text{ м/с (або м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с))}.$$

де $\mu_{\text{пр}} \approx 0,001 \text{ Па} \cdot \text{с}$ – динамічна в’язкість промивної рідини (води) за температури 20°C .

19. Масова витрата промивної рідини (води)

$$G_{\text{пр}} = mG_{\text{ос}} = 3,5 \cdot 3 = 10,5 \text{ кг/с}.$$

Висновок

Для проведення процесу фільтрування вибрано два фільтри типу БОУ 20-2,6 з площею фільтрування $F = 20 \text{ м}^2$ кожний.

Масова витрата промивної рідини (води) – $10,5 \text{ кг/с}$.

2.1.5. Розділення газових неоднорідних систем під час контакту їх з рідиною

2.1.5.1. Розрахунок пінного пиловловлювача

Виділення твердих частинок дисперсної фази з неоднорідних газових систем у мокрих пиловловлювачах, одними з найефективніших серед яких є пінні пиловловлювачі, відбувається завдяки змочуванню частинок рідиною, найчастіше водою.

Інтенсивність та ефективність процесу зростають із збільшенням площі поверхні контакту неоднорідної газової системи й рідини, наприклад, шляхом диспергування газу на численні бульбашки, які утворюють з рідиною піну, або диспергуванням рідини в газі на краплі.

Пінні пиловловлювачі бувають одно- та багатополічні (однополічні звичайно застосовуються при масовій концентрації твердої фази у вихідній газовій системі не більше $0,02 \text{ кг/м}^3$), з повним протіканням рідини крізь отвори газорозподільної решітки, а також з протіканням рідини крізь отвори решітки та одночасним відведенням рідини через зливальний пристрій над решіткою (рис. 2.9).

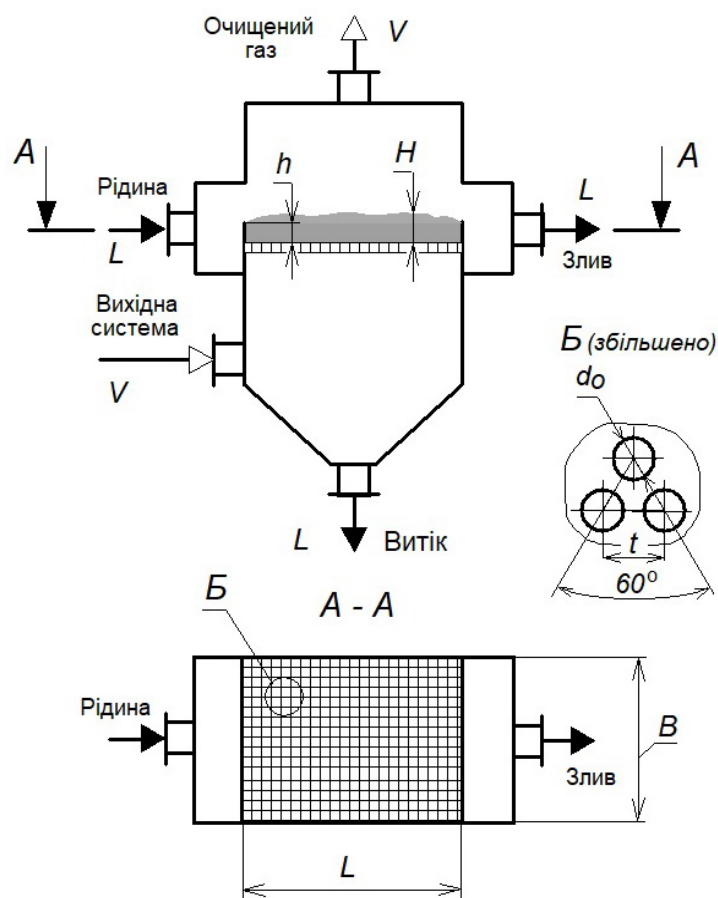


Рис. 2.9. Схема пінного пиловловлювача

У поперечному перерізі апарати можуть бути круглими та прямокутними. У круглому апараті забезпечується більш рівномірний потік газу, у прямокутному – рівномірний потік рідини на решітці, що сприяє більш стабільному утворенню шару піни й підвищує ефективність уловлювання твердих частинок з газу. Тому більшого розповсюдження набули пінні пиловловлювачі прямокутного поперечного перерізу.

Подача рідини на решітку може здійснюватися з одного боку решітки, а відведення зливу – з протилежного, або подача – посередині решітки по обидва протилежні боки, а відведення зливу – вздовж інших двох боків решітки.

Розмір уловлюваних частинок твердої фази 0,01–10 мкм, ступінь очищення 85–99% і вище.

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору пінного пиловловлювача прямокутного перерізу.

Позначення вихідних величин

\bar{c}_n – вихідна концентрація твердої фази в газі, кг/м³;

t – температура газу, °С;

V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, м³/год;

ρ_r – густина газу, кг/м³;

ρ_p – густина робочої рідини, кг/м³;

σ_p – поверхневий натяг на межі поділу фаз «рідина – газ», Н/м.

η – потрібний ступінь очищення газу від твердих частинок.

Порядок розрахунку

Примітка. Коли температура газу $t \leq 100^\circ\text{C}$, витрату рідини розраховують, виходячи з гідродинаміки й матеріального балансу процесу, а коли $t > 100^\circ\text{C}$ – виходячи з теплового балансу процесу.

1. Робоча приведена (фіктивна) швидкість газу в апараті w обирається рівною 1...3 м/с.

Примітка. При $w < 1$ м/с спостерігається незадовільне піноутворення, а при $w > 3$ м/с – порушення шару піни й можливе проходження газу без взаємодії з рідиною.

2. Об'ємна витрата газу в апараті за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

3. Площа поперечного перерізу, м²

$$F = V/w.$$

4. Розміри поперечного перерізу апарата: ширина $B = \sqrt{F/1,5}$, довжина $L = 1,5B$.

5. Відносна масова частка твердої фази у витоку \bar{X}_B , (кг твердої фази)/(кг води), береться рівною 0,05 для схильних до злипання твердих частинок і 0,2 для частинок, не схильних до злипання.

6. Коефіцієнт розподілу твердої фази між витоком і зливом K_p звичайно знаходиться в інтервалі 0,6...0,8.

7. Масова продуктивність апарата по уловлюваній твердій фазі, кг/с

$$G_T = \eta \bar{c}_n V.$$

8. Масова витрата води у витоку, кг/с

$$L_B = K_p G_T / \bar{X}_B.$$

9. Масова витрата води у злив L_3 , кг/с, уздовж одного боку решітки (див. рис. 2.9) – (0,8...1,2) L_B , уздовж двох боків – (1,6...2,4) L_B .

10. Загальна масова витрата води в апараті, кг/с

$$L = L_B + L_3.$$

11. Питома витрата води, (кг води)/(м³ газу)

$$l = L/V.$$

12. Діаметр отворів решітки $d_o = 2...6$ мм.

13. Швидкість газу в отворах решітки w_o обирається з інтервалу 6...8 м/с, коли $d_o \geq 3,5$ мм, та з інтервалу 10...13 м/с, коли $d_o < 3,5$ мм.

14. Площа отворів решітки, м²

$$F_o = \frac{w}{\phi w_o} F.$$

де $\phi = 0,95$ – коефіцієнт використання площі решітки під отвори ($\phi < 1$ внаслідок наявності опор решітки тощо).

15. Крок отворів решітки за умови їх розміщення у вершинах рівносторонніх трикутників, м

$$t_o = d_o \sqrt{0,91F/F_o}.$$

16. Товщина решітки δ зазвичай становить 4...10 мм.

17. Коефіцієнт швидкості пиловловлювання, м/с:

$$K_w = \frac{2\eta}{2 - \eta} w.$$

18. Висота шару піни при уловлюванні водою гідрофільних твердих частинок, м

$$H = K_w - 1,95w + 0.09.$$

19. Висота вихідного шару води на решітці, м

$$h_0 = 1,43 \frac{H^{1,47}}{w^{0,83}}.$$

20. Напруженість зливу, кг/(м·с)

а) при зливів вздовж одного боку решітки $i = L_3/B$;

б) при зливів вздовж двох боків $i = L_3/(2B)$.

21. Розрахункова висота переливного порога, м

$$h'_n = 2,5h_0 - 0,0176i^{0,67}.$$

Примітка. Якщо обчислена величина h'_n від'ємна, потрібно зменшити швидкість газу w і повторно виконати розрахунки, починаючи з п. 2.

22. Виконавча висота переливного порогу h_n береться рівною (1,1...1,2) h'_n і звичайно округлюється до величини, кратної 10 мм.

23. Гідравлічний опір сухої решітки, Па

$$\Delta p_c = \zeta \left(\frac{F}{F_0} \right) \frac{\rho_r w^2}{2},$$

де $\zeta = 1,1-2,0$ – коефіцієнт опору сухої решітки.

24. Гідравлічний опір шару піни на решітці, Па

$$\Delta p_n = \rho_p g H.$$

Примітка. Використання густини рідини ρ_p замість густини піни трохи збільшує опір Δp_n , проте ця заміна густин значно полегшує розрахунок.

25. Гідравлічний опір, зумовлений силами поверхневого натягу, Па

$$\Delta p_\sigma = 4\sigma_p/d_0.$$

26. Загальний гідравлічний опір решітки, Па

$$\Delta p_{рш} = \Delta p_c + \Delta p_n + \Delta p_\sigma.$$

27. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma \zeta = \zeta_{вх} + \zeta_{рр} + \zeta_{90^\circ} + \zeta_{рз} + \zeta_{вих},$$

де $\zeta_{вх} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{рр} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт,

єнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата.

28. Гідравлічний опір апарата, Па

$$\Delta p = \Delta p_{\text{рш}} + \sum \zeta \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри й гідравлічний опір пінного пиловловлювача прямокутного перерізу для очищення V^0 газової неоднорідної системи від твердих частинок, схильних до злипання. Вихідна масова концентрація твердої фази в системі $\bar{c}_{\text{п}}$. Температура газу t , густина $\rho_{\text{г}}$, потрібний ступінь очищення η . Густина робочої рідини (води) $\rho_{\text{р}}$, поверхневий натяг на границі поділу фаз «рідина – газ» $\sigma_{\text{р}}$ (табл. 2.11).

Таблиця 2.11. Вихідні дані для розрахунку пінного пиловловлювача

Варіант	V^0 , м³/ГОД	t , °C	ρ_{Γ}	$\rho_{\text{Р}}$	$\sigma_{\text{Р}}$,	Варіант	$\bar{c}_{\text{п}}$,	η
			кг/м³		мН/м		г/м³	
1	20000	60	1,060	983	66,22	1	8,0	0,990
2	45000	70	1,029	978	64,35	2	7,0	0,992
3	40000	75	1,015	974	63,47	3	6,0	0,988
4	35000	80	1,000	972	62,59	4	5,0	0,986
5	42500	85	0,986	968	61,76	5	9,0	0,984
6	32500	90	0,972	965	60,72	6	8,3	0,982
7	27500	95	0,959	962	57,99	7	7,3	0,980
8	30000	45	1,111	990	68,67	8	6,3	0,991
9	25000	50	1,093	988	67,69	9	5,3	0,989
0	50000	65	1,045	980	66,29	0	5,1	0,987

Приклад розрахунку пінного пиловловлювача

Визначити основні розміри й гідравлічний опір пінного пиловловлювача прямокутного перерізу для очищення $V^0 = 50000$ м³/год газової неоднорідної системи від твердих частинок, схильних до злипання. Вихідна масова концентрація твердої фази в системі $\bar{c}_{\text{п}} = 5,1$ г/м³. Температура газу $t = 65^\circ\text{C}$, густина $\rho_{\text{г}} = 1,045$ кг/м³, потрібний ступінь очищення $\eta = 0,987$. Густина робочої рідини (води) $\rho_{\text{р}} = 980$ кг/м³, поверхневий натяг на границі поділу фаз «рідина – газ» $\sigma_{\text{р}} = 66,29$ мН/м.

Розрахунок

1. Робоча приведена (фіктивна) швидкість газу в апараті w обирається рівною 1...3 м/с: Беремо $w = 1$ м/с.

2. Об'ємна витрата газу в апараті за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{50000}{3600} \left(\frac{65 + 273}{273} \right) = 17,2 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Площа поперечного перерізу

$$F = V/w = 17,2/1 = 17,2 \text{ м}^2.$$

4. Розміри поперечного перерізу апарата:

– ширина $B = \sqrt{F/1,5} = \sqrt{17,2/1,5} = 3,4 \text{ м},$

– довжина $L = 1,5B = 1,5 \cdot 3,4 = 5,1 \text{ м}.$

5. Відносна масова частка твердої фази у витоку

$$\bar{X}_B = 0,05 \text{ (кг твердої фази)/(кг води)}.$$

6. Коефіцієнт розподілу твердої фази між витоком і зливом

$$K_p = 0,6.$$

7. Масова продуктивність апарата по уловлюваній твердій фазі

$$G_T = \eta \bar{c}_n V = 0,987 \cdot 5,1 \cdot 10^{-3} \cdot 17,2 = 0,087 \text{ кг/с}.$$

8. Масова витрата води у витоку

$$L_B = K_p G_T / \bar{X}_B = 0,6 \cdot 0,087 / 0,05 = 1 \text{ кг/с}.$$

9. Масова витрата води у зливі вздовж одного боку решітки

$$L_3 = (0,8 \dots 1,2) L_B = 0,8 \cdot 1 = 0,8 \text{ кг/с},$$

10. Загальна масова витрата води в апараті

$$L = L_B + L_3 = 1 + 0,8 = 1,8 \text{ кг/с}.$$

11. Питома витрата води

$$l = L/V = 1,8/17,2 = 0,11 \text{ (кг води)/(м}^3 \text{ газу)}.$$

12. Діаметр отворів решітки $d_o = 5 \text{ мм}.$

13. Швидкість газу в отворах решітки $w_o = 6 \text{ м/с}$ (оскільки діаметр отворів решітки $d_o = 5 \text{ мм}$, що більше 3,5 мм).

14. Площа отворів решітки

$$F_o = \frac{w}{\phi w_o} F = \frac{1}{0,95 \cdot 6} \cdot 17,2 = 3 \text{ м}^2.$$

де $\phi = 0,95$ – коефіцієнт використання площі решітки під отвори ($\phi < 1$ внаслідок наявності опор решітки тощо).

15. Крок отворів решітки за умови їх розміщення у вершинах рівносторонніх трикутників

$$t_o = d_o \sqrt{0,91F/F_o} = 0,005 \sqrt{0,91 \cdot 17,2/3} = 0,011 \text{ м.}$$

16. Товщина решітки $\delta = 5 \text{ мм.}$

17. Коефіцієнт швидкості пиловловлювання:

$$K_w = \frac{2\eta}{2-\eta} w = \frac{2 \cdot 0,987}{2-0,987} \cdot 1 = 1,95 \text{ м/с.}$$

18. Висота шару піни при уловлюванні водою гідрофільних твердих частинок

$$H = K_w - 1,95w + 0,09 = 1,95 - 1,95 \cdot 1 + 0,09 = 0,09 \text{ м.}$$

19. Висота вихідного шару води на решітці

$$h_0 = 1,43 \frac{H^{1,47}}{w^{0,83}} = 1,43 \frac{0,09^{1,47}}{1^{0,83}} = 0,042 \text{ м.}$$

20. Напруженість зливу при зливів вздовж одного боку решітки

$$i = L_3/B = 0,8/3,4 = 0,235 \text{ кг/(м} \cdot \text{с).}$$

21. Розрахункова висота переливного порога

$$h'_\Pi = 2,5h_0 - 0,0176i^{0,67} = 2,5 \cdot 0,042 - 0,0176 \cdot 0,235^{0,67} = 0,098 \text{ м.}$$

22. Виконавча висота переливного порогу

$$h_\Pi = (1,1 \dots 1,2)h'_\Pi = (1,1 \dots 1,2) \cdot 0,098 = 0,1 \dots 0,11 \text{ м.}$$

Беремо $h_\Pi = 0,1 \text{ м.}$

23. Гідрравлічний опір сухої решітки

$$\Delta p_c = \zeta \left(\frac{F}{F_o} \right) \frac{\rho_\Gamma w^2}{2} = 1,5 \cdot \left(\frac{17,2}{3} \right) \frac{1,045 \cdot 1^2}{2} = 4,5 \text{ Па,}$$

де $\zeta = 1,1-2,0$ – коефіцієнт опору сухої решітки.

24. Гідрравлічний опір шару піни на решітці

$$\Delta p_\Pi = \rho_p g H = 980 \cdot 9,81 \cdot 0,09 = 865 \text{ Па.}$$

25. Гідрравлічний опір, зумовлений силами поверхневого натягу

$$\Delta p_\sigma = 4\sigma_p/d_o = 4 \cdot 66,29 \cdot 10^{-3}/0,005 = 53 \text{ Па.}$$

26. Загальний гідрравлічний опір решітки

$$\Delta p_{\text{рш}} = \Delta p_c + \Delta p_\Pi + \Delta p_\sigma = 4,5 + 865 + 53 = 923 \text{ Па.}$$

27. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma \zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{рр}} + \zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{вих}} = 0,5 + 1 + 1 + 1 + 1 = 4,5,$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата.

28. Гідравлічний опір апарата, Па

$$\Delta p = \Delta p_{\text{рш}} + \Sigma \zeta \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} = 923 + 4,5 \frac{1,045 \cdot 1^2}{2} = 925 \text{ Па.}$$

Висновок

Основні розміри пінного пиловловлювача:

– площа поперечного перерізу – $17,2 \text{ м}^2$;

– висота переливного порогу – $0,1 \text{ м}$.

Гідравлічний опір апарата – 925 Па .

2.1.5.2. Розрахунок скрубера Вентурі

Скрубер Вентурі – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому уловлювання твердих і рідких частинок з газу відбувається в результаті контакту газу з краплями рідини в трубі Вентурі з наступною сепарацією крапель в крапле вловлювачі (рис. 2.10).

Потрапивши у газовий потік, вода розпилюється на дрібні краплі. Велика турбулентність газового потоку сприяє коагуляції твердих частинок з краплями рідини. Відносно крупні краплі рідини разом з увібраними ними частинками проходять крізь дифузор труби Вентурі, де їхня швидкість зменшується, і потрапляють у відцентровий краплєвловлювач, у якому краплі під дією відцентрових сил відділяються від газу й у вигляді суспензії видаляються з нижньої частини краплєвловлювача.

Швидкість газу в горловині труби Вентурі досягає 50–150 м/с, у дифузорі труби – 20–25 м/с, питома об'ємна витрата води зазвичай становить 0,4–1,2 л/м³, а продуктивність за очищуванням газом – від 2000 до 500 000 м³/год. Ефективність скруберів Вентурі досягає 95–99 % при очищенні газів від твердих частинок розміром 1–2 мкм і крапель рідини діаметром 0,2–1,0 мкм.

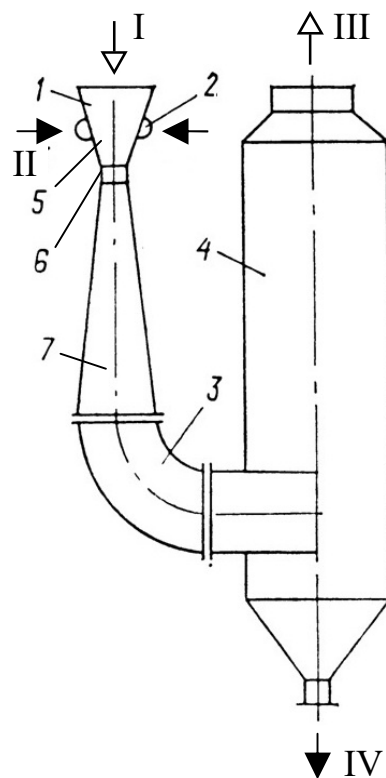


Рис. 2.10. Схема скрубера Вентурі з відцентровим краплєвловлювачем винесеного типу:

- I – вихідний газ; II – рідина; III – очищений газ; IV – суспензія;
1 – труба Вентурі; 2 – розподільник зрошувальної рідини; 3 – перехідне коліно;
4 – відцентровий винесений краплєвловлювач; 5 – конфузор;
6 – горловина; 7 – дифузор

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору скрубера Вентурі.

Позначення вихідних величин

t – температура газу, °С;

V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, м³/год;

ρ_r – густина газу, кг/м³;

ρ_p – густина робочої рідини, кг/м³.

Порядок розрахунку

1. Об'ємна витрата газу в апараті за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

2. Площа поперечного перерізу горловини, м²

$$F_r = \frac{V}{w_r},$$

де $w_r = 50 \dots 100$ м/с – швидкість газу в горловині.

3. Розрахункове значення внутрішнього діаметра круглої горловини, м

$$d'_r = \sqrt{\frac{4F_r}{\pi}}.$$

4. Визначаємо виконавчий внутрішній діаметр круглої горловини.

З урахуванням значення розрахункового внутрішнього діаметра круглої горловини відповідно до ГОСТ 8732–74 підбираємо стандартну трубу з ряду (зазначено зовнішній діаметр труб $D_{тр}$), мм: 20; 25; 32; 42; 45; 50; 57; 63,5; 76; 89; 102; 114; 127; 133; 146; 159; 168; 180; 203; 219; 245; 273; 299; 325.

Тоді виконавчий внутрішній діаметр трубопроводу становитиме, м

$$d_r = D_{тр} - 2\delta_{тр},$$

де $\delta_{тр}$ – товщина стінки труби, м.

5. Довжина горловини, м

$$l_r = (0,15 \dots 0,50) d_r.$$

6. Діаметр вхідного поперечного перерізу конфузора, м

$$D_k = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_k}},$$

де $w_k = 10 \dots 20$ м/с – швидкість газу на вході в конфузор.

7. Довжина конфузора, м

$$l_k = \frac{D_k - d_\Gamma}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_k}{2}},$$

де $\alpha_k = 25 \dots 30^\circ$ – кут розкриття конфузора.

8. Діаметр вихідного поперечного перерізу дифузора, м

$$D_d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_d}},$$

де $w_d = 20$ м/с – швидкість газу на вході в конфузор.

9. Довжина дифузора, м

$$l_d = \frac{D_d - d_\Gamma}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_d}{2}},$$

де $\alpha_k = 6 \dots 20^\circ$ – кут розкриття дифузора.

10. Загальна довжина труби Вентурі, м

$$L = l_\Gamma + l_k + l_d.$$

11. Гідравлічний опір скрубера Вентурі, Па

$$\Delta p = \left(0,12 + \zeta \frac{m \rho_p}{1000 \rho_\Gamma} \right) \frac{\rho_\Gamma w_\Gamma^2}{2},$$

де $m = 0,4 \dots 1,2$ л/м³ – питма об'ємна витрата рідини, (л рідини / м³ газу); ρ_p, ρ_Γ – густина рідини й газу, відповідно, кг/м³; ζ – коефіцієнт гідравлічного опору (табл. 2.12).

Таблиця 2.12. Значення коефіцієнта гідравлічного опору скрубера Вентурі

w_Γ , м/с	m , л/м ³	ζ	w_Γ , м/с	m , л/м ³	ζ
50,1	0,312	0,532	83,1	0,377	0,679
50,1	0,542	0,595	83,1	0,563	0,723
50,1	0,723	0,597	83,1	0,753	0,692
50,1	0,905	0,443	83,1	0,940	0,607
66,8	0,371	0,603	100,0	0,380	0,719
66,8	0,557	0,615	100,0	0,572	0,683
66,9	0,740	0,650	100,0	0,782	0,670
70,0	0,930	0,534	100,0	0,953	0,646

Примітка. Приблизне значення коефіцієнта ζ можна визначити за залежністю $\xi = -0,033 + 9,341 \cdot 10^{-3} w_\Gamma + 0,876m - 4,196 \cdot 10^{-5} w_\Gamma^2 - 0,774m^2$.

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри й гідравлічний опір скрубера Вентурі (зокрема його труби Вентурі круглого перерізу) для очищення газової неоднорідної системи від твердих частинок. Об'ємна витрата газової неоднорідної системи V^0 , її температура t , густина ρ_r . Густина робочої рідини (води) ρ_p (табл. 2.13).

Таблиця 2.13. Вихідні дані для розрахунку скрубера Вентурі

Варіант	V^0 , м ³ /год	Варіант	t , °C	ρ_r	ρ_p
				кг/м ³	
1	2000	1	60	1,060	983
2	4500	2	70	1,029	978
3	4000	3	75	1,015	974
4	3500	4	80	1,000	972
5	4250	5	85	0,986	968
6	3250	6	90	0,972	965
7	2750	7	95	0,959	962
8	3000	8	45	1,111	990
9	2500	9	50	1,093	988
0	5000	0	65	1,045	980

Приклад розрахунку скрубера Вентурі

Визначити основні розміри й гідравлічний опір скрубера Вентурі (зокрема його труби Вентурі круглого перерізу) для очищення газової неоднорідної системи від твердих частинок. Об'ємна витрата газової неоднорідної системи $V^0 = 5000$ м³/год, її температура $t = 65^\circ\text{C}$, густина $\rho_r = 1,045$ кг/м³. Густина робочої рідини (води) $\rho_p = 980$ кг/м³.

Розрахунок

1. Об'ємна витрата газу в скрубєрі за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{5000}{3600} \left(\frac{65 + 273}{273} \right) = 1,72 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Площа поперечного перерізу горловини

$$F_r = \frac{V}{w_r} = \frac{1,72}{75} = 0,0229 \text{ м}^2,$$

де $w_r = 75$ м/с – швидкість газу в горловині.

3. Розрахункове значення внутрішнього діаметра круглої горловини

$$d'_r = \sqrt{\frac{4F_r}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0229}{\pi}} = 0,171 \text{ м}.$$

4. Відповідно до ГОСТ 8732–74 підбираємо стандартну трубу із зовнішнім діаметром $D_{\text{тр}} = 180$ мм і товщиною стінки 5 мм.

Тоді виконавчий внутрішній діаметр трубопроводу становитиме

$$d_{\Gamma} = D_{\text{тр}} - 2\delta_{\text{тр}} = 0,18 - 2 \cdot 0,005 = 0,17 \text{ м.}$$

5. Довжина горловини, м

$$l_{\Gamma} = (0,15 \dots 0,50)d_{\Gamma} = (0,15 \dots 0,50) \cdot 0,17 = 0,0255 \dots 0,085 \text{ м.}$$

Остаточню вибираємо довжину горловини $l_{\Gamma} = 0,05$ м.

6. Діаметр вхідного поперечного перерізу конфузора

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\text{к}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,72}{15\pi}} = 0,382 \text{ м,}$$

де $w_{\text{к}} = 15$ м/с – швидкість газу на вході в конфузор.

7. Довжина конфузора

$$l_{\text{к}} = \frac{D_{\text{к}} - d_{\Gamma}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_{\text{к}}}{2}} = \frac{0,382 - 0,17}{2 \operatorname{tg} \frac{25^{\circ}}{2}} = 0,478 \text{ м,}$$

де $\alpha_{\text{к}} = 25^{\circ}$ – кут розкриття конфузора.

8. Діаметр вихідного поперечного перерізу дифузора

$$D_{\text{д}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\text{д}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,72}{20\pi}} = 0,331 \text{ м,}$$

де $w_{\text{д}} = 20$ м/с – швидкість газу на вході в конфузор.

9. Довжина дифузора, м

$$l_{\text{д}} = \frac{D_{\text{д}} - d_{\Gamma}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_{\text{д}}}{2}} = \frac{0,331 - 0,17}{2 \operatorname{tg} \frac{10^{\circ}}{2}} = 0,92 \text{ м,}$$

де $\alpha_{\text{д}} = 10^{\circ}$ – кут розкриття дифузора.

10. Загальна довжина труби Вентурі

$$L = l_{\Gamma} + l_{\text{к}} + l_{\text{д}} = 0,05 + 0,478 + 0,92 = 1,448 \text{ м.}$$

11. Гідрравлічний опір скрубера Вентурі, Па

$$\Delta p = \left(0,12 + \zeta \frac{m \rho_{\text{р}}}{1000 \rho_{\Gamma}} \right) \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Gamma}^2}{2} = \left(0,12 + 0,66 \frac{0,5 \cdot 980}{1000 \cdot 1,045} \right) \frac{1,045 \cdot 75^2}{2} = 1262 \text{ Па,}$$

де $m = 0,5$ л/м³ – питома об'ємна витрата рідини, (л рідини / м³ газу); ζ – коефіцієнт гідрравлічного опору (вибираємо за табл. 2.12).

Висновок

Основні розміри пінного скрубера Вентурі:

- внутрішній діаметр горловини – 0,17 м;
- внутрішній діаметр входу конфузора – 0,382 м;
- внутрішній діаметр виходу дифузора – 0,331 м;
- загальна довжина труби Вентурі – 1,448 м.

Гідравлічний опір скрубера – 1262 Па.

2.1.6. Питання для самоконтролю

1. Під дією яких сил може здійснюватись осадження?
2. Сформулюйте поняття «неоднорідна система», «дисперсна фаза», «дисперсійне середовище». Наведіть приклади бінарних неоднорідних систем.
3. Які сили можуть бути рушійними в процесах розділення неоднорідних систем?
4. Наведіть основні критерії подібності гідромеханічних процесів. Поясніть їх фізичний зміст.
5. Від яких чинників і як саме залежить швидкість осадження частинок під дією сили тяжіння? Що таке коефіцієнт форми частинки?
6. Які можливі режими осадження частинок і як вони визначаються?
7. Отримайте залежність для визначення поверхні осадження відстійника.
8. У яких випадках доцільно використовувати пилоосаджувальну камеру? Під дією яких сил відбувається осадження в цьому апараті?
9. Чому продуктивність багатополочної пилоосаджувальної камери при однакових розмірах зростає зі збільшенням числа полиць?
10. Поясніть механізм осадження частинок під дією відцентрових сил. В яких випадках доцільно використовувати відцентрове осадження?
11. Поясніть принцип дії скрубера Вентурі. Обґрунтуйте його переваги й недоліки.
12. Що таке фактор розділення в процесах осадження під дією відцентрових сил? Чи має цей фактор фізичний зміст і яким чином можна збільшити його значення?
13. Опишіть будову і принцип роботи циклона. Чим відрізняються конструкції циклонів?
14. У чому полягає основна відмінність осаджувальної і фільтрувальної центрифуг?
15. Якої форми набуває поверхня рідини в обертовому роторі осаджувальної центрифуги? Чому?
16. Що таке ступінь заповнення ротора центрифуги? Чому він звичайно дорівнює?

17. Що таке час циклу центрифугування? Яким чином визначити час осадження завислих частинок в осаджувальній центрифугі?

18. На що витрачається потужність привода центрифуги? Яке співвідношення цих складових?

19. Які бувають види іонізації газового потоку? Який з них використовується при осадженні в електрофільтрах?

20. Чому коронуючий електрод пластинчастого електрофільтра виконують у вигляді дроту?

21. Які чинники визначають ступінь очищення газів в електрофільтрах? Що таке сухий і мокрий електрофільтри?

22. Чому ступінь очищення газу в трубчастому електрофільтрі більше ніж у пластинчастому?

23. Що є рушійною силою фільтрування?

24. Що таке швидкість фільтрування? Від яких чинників і як саме вона залежить?

25. Що таке повний і питомий опір осаду та опір фільтрувальної перегородки, від яких параметрів вони залежать, як змінюються під час фільтрування і яку мають розмірність?

26. Які види осаду одержують під час фільтрування і як властивості осаду впливають на швидкість фільтрування?

27. Які режими фільтрування та в яких випадках використовують в промисловості? Який режим забезпечує більшу швидкість фільтрування?

28. В яких випадках може мати місце фільтрування при постійному перепаді тиску та швидкості фільтрування, яка зменшується? Яким чином визначаються сталі фільтрування та як вони використовуються?

29. Поясніть механізм очищення неоднорідної газової системи в пінному пиловловлювачі.

2.2. Перемішування рідких середовищ

Перемішуванням рідкого середовища називається процес багаторазового відносного пересування макроскопічних елементів об'єму рідкого середовища шляхом підведення енергії за допомогою перемішувального пристрою, потоку рідини, газу або пари (рис. 2.11).

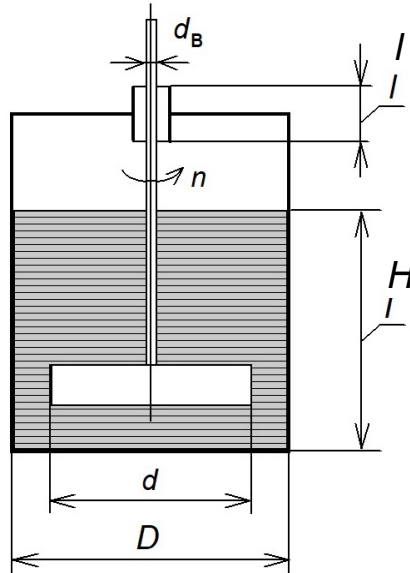


Рис. 2.11. Схема апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Технологічний ефект перемішування полягає в інтенсифікації теплових, масообмінних і хімічних процесів, а також забезпеченні одержання рівномірного розподілу компонентів однорідної чи неоднорідної системи (розчинів, суспензій, емульсій тощо).

2.2.1. Розрахунок апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Мета розрахунку – визначення потужності привода мішалки.

Позначення вихідних величин

C, m – коефіцієнти критеріального рівняння;

d_B – діаметр вала мішалки в сальниковому ущільненні, м;

D – внутрішній діаметр апарата, м;

H – висота рідини в апараті, м;

n – частота обертання мішалки, с^{-1} ;

p – тиск в апараті, Па;

ρ_r – густина оброблюваного рідкого середовища, кг/м^3 ;

μ_r – динамічна в'язкість оброблюваного рідкого середовища, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

l – висота сальникової набивки, м;

f – коефіцієнт тертя вала по сальниковій набивці;

η – коефіцієнт корисної дії привода мішалки.

Порядок розрахунку

1. Розрахунковий діаметр нормалізованої мішалки d' обирають з інтервалу $(0,25...0,3)D$.

Виконавчий діаметр мішалки d беруть як найближчий до розрахункового з ряду, мм: 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 560; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 850; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1500; 1600; 1700; 1800; 2000.

2. Значення модифікованого критерію Рейнольдса

$$\text{Re}_m = \rho_p n d^2 / \mu_p.$$

3. Значення критерію потужності

$$K_N = C \text{Re}_m^{-m},$$

де C і m – коефіцієнти, які залежать від конструкції мішалки та апарата.

4. Потужність, що витрачається мішалкою на перемішування рідкого середовища, Вт

$$N = K_N \rho_p n^3 d^5.$$

5. Потужність, що витрачається на тертя вала мішалки по сальниковій набивці, Вт

$$N_T = 1,48 p n f l d_B^2.$$

6. Потужність привода мішалки, Вт

$$N_{\text{пр}} = \frac{k_1 k_2 \left(1 + \sum_i k_i \right) N + N_T}{\eta},$$

де k_1 – коефіцієнт перевантаження привода при пуску ($k_1 = 1$ при $w > 1$ м/с; $k_1 = 1,3$ при $w \leq 1$ м/с, де $w = \pi d n$ – колова швидкість кінців лопатей мішалки, м/с); $k_2 = (H/D)^{0,5}$ – коефіцієнт, який враховує ступінь заповнення апарата рідиною; $\sum k_i$ – сума коефіцієнтів, які враховують наявність внутрішніх пристроїв (для змішувика $k = 1,0$; для труби передавлювання, гільзи термометра або за наявності значної шорсткості внутрішньої поверхні апарата $k = 0,1$; для другої пари лопатей $k = 0,5$).

Завдання для розрахунку

Визначити потужність привода механічного перемішувального пристрою апарата діаметром D . Параметри оброблюваного рідкого середовища: тиск p , густина ρ_p , динамічна в'язкість μ_p , висота H . Параметри мішалки: частота обертання n , діаметр вала в сальниковому ущільненні d_B , висота сальникової набивки l , коефіцієнт тертя вала по сальниковій набивці f , коефіцієнт корисної дії привода η (табл. 2.14).

Таблиця 2.14. Вихідні дані для розрахунку апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Варі- ант	D	H	ρ_p ,	μ_p ,	p ,	$d_{\text{в}}$	l	f	Варі- ант	n ,	C	m	η	Внутрішні пристрої
	м		кг/м ³	МПа · с	МПа	м				с ⁻¹				
1	0,6	0,5	1857	55,0	0,12	0,030	0,04	0,048	1	2,08	4,05	0,2	0,80	змійовик
2	0,8	0,6	1847	37,0	0,20	0,038	0,05	0,050	2	2,67	0,99	0,15	0,85	гільза
3	1,0	0,8	1837	25,8	0,60	0,057	0,07	0,035	3	4,17	4,63	0,35	0,81	значна шорсткість
4	1,2	1,0	1039	10,2	0,40	0,065	0,06	0,041	4	3,33	3,9	0,2	0,89	друга пара лопатей
5	1,4	1,2	1031	6,5	0,35	0,065	0,07	0,036	5	1,33	5,4	0,18	0,82	змійовик і гільза
6	1,6	1,3	1022	4,4	0,45	0,080	0,08	0,037	6	1,67	3,12	0,21	0,88	дві гільзи
7	1,8	1,5	1013	3,1	0,50	0,13	0,09	0,047	7	0,83	4,05	0,17	0,83	гільза і значна шорсткість
8	2,0	1,6	1004	2,3	0,55	0,13	0,10	0,044	8	16,0	5,98	0,15	0,87	змійовик, гільза і значна шорсткість
9	2,2	1,8	996	1,8	0,15	0,13	0,12	0,040	9	1,05	6,3	0,18	0,84	змійовик і друга пара лопатей
0	2,4	2,0	987	1,5	0,13	0,13	0,14	0,037	0	12,0	1,19	0,15	0,86	дві гільзи і значна шорсткість

Приклад розрахунку апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Визначити потужність привода механічного перемішувального пристрою апарата діаметром $D = 2,4$ м. Параметри оброблюваного рідкого середовища: тиск $p = 0,13$ МПа, густина $\rho_p = 987$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu_p = 1,5$ МПа·с, висота $H = 2$ м. Параметри мішалки: частота обертання $n = 12$ с⁻¹, діаметр вала в сальниковому ущільненні $d_v = 0,13$ м, висота сальникової набивки $l = 0,14$ м, коефіцієнт тертя вала по сальниковій набивці $f = 0,037$, коефіцієнт корисної дії привода $\eta = 0,86$; $C = 1,19$; $m = 0,15$.

Розрахунок

1. Вибираємо діаметр нормалізованої мішалки.

Розрахункове значення діаметра нормалізованої мішалки

$$d' = (0,25 \dots 0,3)D = (0,25 \dots 0,3) \cdot 2,4 = 0,6 \dots 0,72 \text{ м},$$

виконавчий діаметр мішалки $d = 630$ мм

2. Значення модифікованого критерію Рейнольдса

$$\text{Re}_m = \rho_p n d^2 / \mu_p = 987 \cdot 12 \cdot 0,63^2 / 1,5 \cdot 10^{-3} = 3130000.$$

3. Значення критерію потужності

$$K_N = C \text{Re}_m^{-m} = 1,19 \cdot 3130000^{-0,15} = 0,126,$$

де C і m – коефіцієнти, які залежать від конструкції мішалки та апарата.

4. Потужність, що витрачається мішалкою на перемішування рідкого середовища

$$N = K_N \rho_p n^3 d^5 = 0,126 \cdot 987 \cdot 12^3 \cdot 0,63^5 = 21400 \text{ Вт}.$$

5. Потужність, що витрачається на тертя вала мішалки по сальниковій набивці

$$N_T = 1,48 p n f l d_b^2 = 1,48 \cdot 0,13 \cdot 10^6 \cdot 12 \cdot 0,037 \cdot 0,14 \cdot 0,13^2 = 202 \text{ Вт.}$$

6. Потужність привода мішалки

$$N_{\text{пр}} = \frac{k_1 k_2 \left(1 + \sum_i k_i \right) N + N_T}{\eta} = \frac{1 \cdot 0,91(1 + 0,3) \cdot 21400 + 202}{0,86} = 29700 \text{ Вт,}$$

де $k_1 = 1$ при $w = \pi d n = 3,14 \cdot 0,63 \cdot 12 = 23,8 \text{ м/с;}$

$k_2 = (H/D)^{0,5} = (2/2,4)^{0,5} = 0,91;$

$\sum k_i = 0,1 + 0,1 + 0,1 = 0,3.$

Висновок

Потужність привода механічного перемішувального пристрою – 29,7 кВт.

2.2.2. Вибір механічного перемішувального пристрою для перемішування суспензії

Мета розрахунку – вибір механічного перемішувального пристрою з кількох наявних.

Позначення вихідних величин

d_{max} – максимальний діаметр твердих частинок кулястої форми, м;

D – внутрішній діаметр апарата, м;

H – висота рідини в апараті, м;

\bar{x} – масова частка твердої фази в суспензії, кг/кг;

μ_p – динамічна в'язкість оброблюваного рідкого середовища, Па · с;

ρ_p – густина оброблюваного рідкого середовища, кг/м³;

ρ_t – густина матеріалу розподілюваних твердих частинок, кг/м³.

Порядок розрахунку

1. Розрахунковий діаметр нормалізованої мішалки d' обирається з інтервалу $(0,2...0,3)D$.

Виконавчий діаметр мішалки d береться як найближчий до розрахункового з ряду, мм: 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 560; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 850; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1500; 1600; 1700; 1800; 2000.

2. Густина суспензії, кг/м³

$$\rho_c = \frac{\rho_t \rho_p}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_t}.$$

3. Об'ємна частка твердої фази в суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_t.$$

4. Динамічна в'язкість суспензії, Па · с

$$\mu_c = \mu_p (1 + 2,5\tilde{x}), \quad \text{коли} \quad \tilde{x} \leq 0,1;$$

$$\mu_c = \mu_p \frac{0,59}{(0,77 - \tilde{x})^2}, \quad \text{коли} \quad 0,1 < \tilde{x} \leq 0,3.$$

5. Значення критерію Галілея та симплексів подібності

$$Ga = g d^3 \rho_c^2 / \mu_c^2; \quad S_p = \rho_t / \rho_c; \quad \Gamma_{d_t} = d_{max} / d; \quad \Gamma_D = D / d,$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

6. Значення критерію Рейнольдса для гвинтової й турбінної мішалок

$$Re_{гв} = 0,105 Ga^{0,6} S_p^{0,8} \Gamma_{d_t}^{0,4} \Gamma_D^{1,9};$$

$$Re_{тб} = 0,25 Ga^{0,57} S_p^{0,37} \Gamma_{d_t}^{0,33} \Gamma_D^{1,15}.$$

7. Частота обертання мішалок, с^{-1}

$$n_{\text{ГВ}} = \frac{\text{Re}_{\text{ГВ}} \mu_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}} d^2};$$

$$n_{\text{ТБ}} = \frac{\text{Re}_{\text{ТБ}} \mu_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}} d^2}.$$

8. Значення критеріїв потужності для мішалок

$$K_{N_{\text{ГВ}}} = C \text{Re}_{\text{ГВ}}^{-m};$$

$$K_{N_{\text{ТБ}}} = 5,98 \text{Re}_{\text{ТБ}}^{-0,15}.$$

де $C = 4,63$; $m = 0,35$, коли $\text{Re}_{\text{ГВ}} \leq 3000$;

$C = 1,19$; $m = 0,15$, коли $\text{Re}_{\text{ГВ}} > 3000$.

9. Потужності, які витрачаються мішалками на перемішування суспензії, Вт

$$N_{\text{ГВ}} = K_{N_{\text{ГВ}}} \rho_{\text{с}} n_{\text{ГВ}}^3 d^5;$$

$$N_{\text{ТБ}} = K_{N_{\text{ТБ}}} \rho_{\text{с}} n_{\text{ТБ}}^3 d^5.$$

10. Відносне відхилення потужностей

$$\Delta_N = \frac{N_{\text{max}} - N_{\text{min}}}{N_{\text{max}}},$$

де $N_{\text{max}} = \max \{N_{\text{ГВ}}; N_{\text{ТБ}}\}$, $N_{\text{min}} = \min \{N_{\text{ГВ}}; N_{\text{ТБ}}\}$.

Якщо $\Delta_N > 0,05$, то вибирають мішалку, яка споживає меншу потужність, якщо $0,01 < \Delta_N \leq 0,05$ – мішалку, яка обертається повільніше, а якщо $\Delta_N \leq 0,01$ – то мішалку, менш складну у виготовленні, тобто турбінну.

Завдання для розрахунку

Вибрати мішалку для рівномірного розподілу твердих частинок в апараті діаметром D , заповненим рідким середовищем висотою $H = D$. Максимальний діаметр твердих частинок кулястої форми d_{max} , густина матеріалу $\rho_{\text{т}}$, масова частка твердої фази в суспензії \bar{x} . Густина рідкого середовища $\rho_{\text{р}}$, його динамічна в'язкість $\mu_{\text{р}}$. Наявні два типи мішалок: трилопатева гвинтова з кроковим співвідношенням, що дорівнює одиниці, та восьмилопатева турбінна закритого типу (табл. 2.15).

Таблиця 2.15. Вихідні дані для розрахунку вибору механічного перемішувального пристрою для перемішування суспензії

Варіант	D , м	ρ_T , кг/м ³	\bar{x}	Варіант	d_{max} , мм	ρ_p , кг/м ³	μ_p , мПа · с
1	0,8	2400	0,10	1	0,80	1200	90,0
2	1,0	2500	0,25	2	1,50	1900	56,2
3	1,2	2600	0,08	3	0,85	1250	75,4
4	1,4	2450	0,23	4	1,45	1850	41,8
5	1,6	2250	0,15	5	0,90	1300	98,1
6	1,8	2300	0,20	6	1,40	1800	88,0
7	2,0	2750	0,17	7	0,95	1350	80,1
8	2,2	2150	0,11	8	1,30	1750	68,7
9	2,4	2475	0,09	9	1,00	1450	71,0
0	2,5	2525	0,07	0	1,10	1500	63,0

Приклад вибору механічного перемішувального пристрою для перемішування суспензії

Вибрати мішалку для рівномірного розподілу твердих частинок в апараті діаметром $D = 2,5$ м, заповненим рідким середовищем висотою $H = 2,5$ м. Максимальний діаметр твердих частинок кулястої форми $d_{max} = 1,1$ мм, густина матеріалу $\rho_T = 2525$ кг/м³, масова частка твердої фази в суспензії $\bar{x} = 0,07$. Густина рідкого середовища $\rho_p = 1500$ кг/м³, його динамічна в'язкість $\mu_p = 63$ мПа·с. Наявні два типи мішалок: трилопатева гвинтова з кроковим співвідношенням, що дорівнює одиниці, та восьмилопатева турбінна закритого типу.

Розрахунок

1. Вибираємо діаметр нормалізованої мішалки.

$$d' = (0,2 \dots 0,3)D = (0,2 \dots 0,3) \cdot 2,5 = 0,5 \dots 0,75 \text{ м},$$

виконавчий діаметр мішалки $d = 630$ мм.

2. Густина суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_p}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_T} = \frac{2525 \cdot 1500}{0,07 \cdot 1500 + (1 - 0,07) \cdot 2525} = 1540 \text{ кг/м}^3.$$

3. Об'ємна частка твердої фази в суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_T = 0,07 \cdot 1540 / 2525 = 0,04.$$

4. Динамічна в'язкість суспензії, Па · с

$$\tilde{x} \leq 0,1, \text{ тоді } \mu_c = \mu_p (1 + 2,5 \tilde{x}) = 63 \cdot 10^{-3} \cdot (1 + 2,5 \cdot 0,04) = 0,0693;$$

5. Значення критерію Галілея та симплексів подібності

$$Ga = g d^3 \rho_c^2 / \mu_c^2 = 9,81 \cdot 0,63^3 \cdot 1540^2 / 0,0693^2 = 1,2 \cdot 10^9;$$

$$S_p = \rho_T / \rho_c = 2525 / 1540 = 1,64;$$

$$\Gamma_{d_T} = d_{\max}/d = 1,1 \cdot 10^{-3}/0,63 = 0,0018;$$

$$\Gamma_D = D/d = 2,5/0,63 = 4,$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

6. Значення критерію Рейнольдса для гвинтової й турбінної мішалок

$$\begin{aligned} \text{Re}_{\text{ГВ}} &= 0,105 G a^{0,6} S_{\rho}^{0,8} \Gamma_{d_T}^{0,4} \Gamma_D^{1,9} = \\ &= 0,105 \cdot (1,2 \cdot 10^9)^{0,6} \cdot 1,64^{0,8} \cdot 0,0018^{0,4} \cdot 4^{1,9} = 47200; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_{\text{ТБ}} &= 0,25 G a^{0,57} S_{\rho}^{0,37} \Gamma_{d_T}^{0,33} \Gamma_D^{1,15} = \\ &= 0,25 \cdot (1,2 \cdot 10^9)^{0,57} \cdot 1,64^{0,37} \cdot 0,0018^{0,33} \cdot 4^{1,15} = 35500. \end{aligned}$$

7. Частота обертання мішалок, с^{-1}

$$n_{\text{ГВ}} = \frac{\text{Re}_{\text{ГВ}} \mu_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}} d^2} = \frac{47200 \cdot 0,0693}{1540 \cdot 0,63^2} = 5,4;$$

$$n_{\text{ТБ}} = \frac{\text{Re}_{\text{ТБ}} \mu_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}} d^2} = \frac{35500 \cdot 0,0693}{1540 \cdot 0,63^2} = 4.$$

8. Значення критеріїв потужності для мішалок

$$K_{N_{\text{ГВ}}} = C \text{Re}_{\text{ГВ}}^{-m} = 1,19 \cdot 47200^{-0,15} = 0,24,$$

де $C = 1,19$; $m = 0,15$.

$$K_{N_{\text{ТБ}}} = 5,98 \text{Re}_{\text{ТБ}}^{-0,15} = 5,98 \cdot 35500^{-0,15} = 1,24.$$

9. Потужності, які витрачаються мішалками на перемішування суспензії

$$N_{\text{ГВ}} = K_{N_{\text{ГВ}}} \rho_{\text{с}} n_{\text{ГВ}}^3 d^5 = 0,24 \cdot 1540 \cdot 5,4^3 \cdot 0,63^5 = 5600 \text{ Вт},$$

$$N_{\text{ТБ}} = K_{N_{\text{ТБ}}} \rho_{\text{с}} n_{\text{ТБ}}^3 d^5 = 1,24 \cdot 1540 \cdot 4^3 \cdot 0,63^5 = 12600 \text{ Вт}.$$

10. Відносне відхилення потужностей

$$\Delta_N = \frac{N_{\max} - N_{\min}}{N_{\max}} = \frac{12600 - 5600}{12600} = 0,56 \text{ або } \Delta_N = 56\%,$$

де $N_{\max} = \max\{N_{\text{ГВ}}; N_{\text{ТБ}}\} = \max\{5600; 12600\} = 12600 \text{ Вт},$

$N_{\min} = \min\{N_{\text{ГВ}}; N_{\text{ТБ}}\} = \min\{5600; 12600\} = 5600 \text{ Вт}.$

Висновок

Оскільки потужність приводу трилопатевої гвинтової мішалки з кроковим співвідношенням, що дорівнює одиниці (5,6 кВт), на 56% менше за потужність приводу восьмилопатевої турбінної мішалки закритого типу (12,6 кВт), то для рівномірного розподілу частинок в апараті вибираємо зазначену гвинтову мішалку.

2.2.3. Питання для самоконтролю

1. З якою метою здійснюють перемішування рідких середовищ?
2. Що таке інтенсивність та ефективність перемішування? Як вони визначаються?
3. Отримайте модифіковані критерії Рейнольдса та Ейлера.
4. Які чинники та як саме впливають на потужність привода мішалки?
5. Назвіть основні типи мішалок. Як здійснюється вибір мішалки?
6. З якою метою в посудинах для перемішування встановлюють відбивні перегородки?

2.3. Псевдозрідження твердого зернистого матеріалу

Псевдозрідження – це процес взаємодії газу або рідини з твердим зернистим матеріалом, при якому частини твердої фази набувають рухомості одна відносно одної за рахунок обміну енергією з псевдозріджувальним потоком газу або рідини (рис. 2.12).

2.3.1. Розрахунок апарата псевдозрідженого шару

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору апарата псевдозрідженого шару.

Позначення вихідних величин

d – середній розмір твердих кулястих частинок, м;

G_T – продуктивність апарата за твердим матеріалом, кг/с;

K_w – число псевдозрідження;

t – температура газу, °С;

V^0 – об'ємна витрата газу, м³/год;

ρ_T – істинна густина матеріалу частинок твердої фази, кг/м³;

ρ_Γ – густина газу, кг/м³;

τ – час обробки матеріалу в апараті, с;

v_Γ – кінематична в'язкість газу, м²/с.

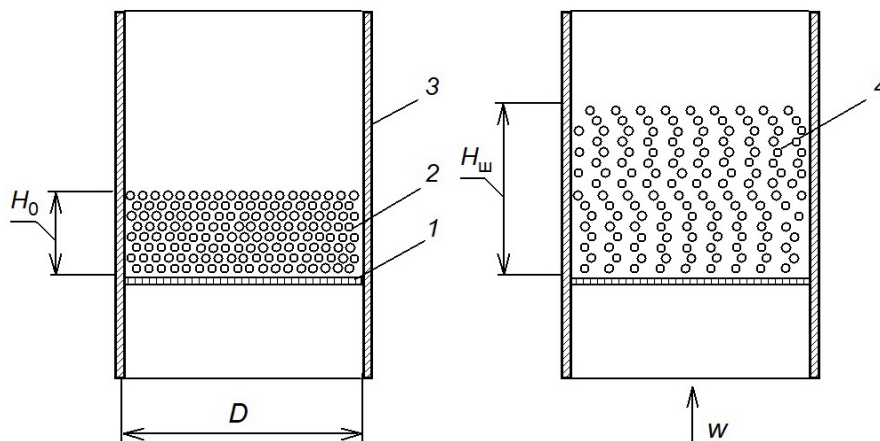


Рис. 2.12. Схема апарата псевдозрідженого шару: 1 – газорозподільна решітка; 2 – шар нерухомого твердого матеріалу; 3 – корпус апарата; 4 – шар рухомого твердого матеріалу

Порядок розрахунку

1. Значення критерію Архімеда для кулястих частинок твердого матеріалу

$$Ar = \frac{gd^3}{v_\Gamma^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_\Gamma}{\rho_\Gamma} \right).$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку псевдозрідження

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}.$$

3. Швидкість початку псевдозрідження, м/с

$$w_{кр1} = Re_{кр1} \nu_{г} / d.$$

4. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку винесення частинок

$$Re_{кр2} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}.$$

5. Швидкість початку винесення частинок, м/с

$$w_{кр2} = Re_{кр2} \nu_{г} / d.$$

6. Максимальне число псевдозрідження

$$K_{w2} = w_{кр2} / w_{кр1}.$$

7. Робоча швидкість газу в апараті, м/с

$$w' = K_w w_{кр1}.$$

8. Значення критерію Рейнольдса, яке відповідає робочій швидкості газу

$$Re' = w'd / \nu_{г}.$$

9. Порозність шару псевдозрідженого матеріалу

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re' + 0,36 (Re')^2}{Ar} \right)^{0,21}.$$

10. Об'ємна витрата газу за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

11. Площа поперечного перерізу апарата, м²

$$F' = V / w'.$$

12. Розрахунковий внутрішній діаметр апарата, м

$$D' = \sqrt{4F' / \pi}.$$

Виконавчий внутрішній діаметр D вибирається як найближчий до стандартного з ряду, мм:

а) при виготовленні корпусу апарата з листового прокату: 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000;

б) при виготовленні корпусу апарата з готових труб: 133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420.

Примітка. Щоб одержати внутрішній діаметр апарата у випадку виготовлення корпусу з готових труб, від стандартного значення діаметра труби потрібно відняти подвоєну товщину стінки, яка становить залежно від діаметра труби 4–12 мм.

13. Дійсна швидкість газу в апараті, м/с

$$w = w'(D'/D)^2.$$

14. Дійсне число псевдозрідження

$$K_{wd} = w/w_{кр1}.$$

15. Маса твердого матеріалу в апараті, кг

$$M_T = G_T \tau.$$

16. Об'єм шару нерухомого твердого матеріалу, м³

$$V_0 = \frac{M_T}{\rho_T(1 - \varepsilon_0)},$$

де $\varepsilon_0 \approx 0,4$ – порозність нерухомого шару твердих кулястих частинок.

17. Висота нерухомого шару, м

$$H_0 = \frac{4V_0}{\pi D^2}.$$

18. Висота псевдозрідженого шару, м

$$H_{ш} = H_0 \left(\frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \right).$$

19. Висота апарата H обирається рівною $(1,2...1,3)H_{ш}$ з округленням до величини, кратної 10 мм.

20. Гідравлічний опір псевдозрідженого шару, Па

$$\Delta p_{ш} = (1 - \varepsilon_0)(\rho_T - \rho_r)gH_0.$$

21. Гідравлічний опір газорозподільної решітки, Па

$$\Delta p_{рш} = \zeta_{рш} \frac{\rho_r w^2}{2\varphi^2},$$

де $\zeta_{\text{рш}} = 1,1 \dots 2,0$ – коефіцієнт опору газорозподільної решітки; $\phi = 0,01 \dots 0,05$ – вільний переріз отворів газорозподільної решітки (тобто частка площі перерізу решітки, яку займають отвори).

22. Загальний гідравлічний опір апарата, Па

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ш}} + \Delta p_{\text{рш}}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри та гідравлічний опір апарата псевдозрідженого шару продуктивністю за твердим матеріалом $G_{\text{т}}$. Розмір твердих частинок кулястої форми d , істинна густина матеріалу частинок $\rho_{\text{т}}$. Об'ємна витрата зріджувального агенту V^0 , температура t , густина $\rho_{\text{г}}$, кінематична в'язкість $\nu_{\text{г}}$. Число псевдозрідження $K_{\text{в}}$. Тривалість оброблення матеріалу в апараті τ (табл. 2.16).

Таблиця 2.16. Вихідні дані для розрахунку апарата псевдозрідженого шару

Варіант	V^0 , м ³ /год	$\rho_{\text{т}}$, кг/м ³	d , мм	$K_{\text{в}}$	Варіант	t , °С	$\rho_{\text{г}}$, кг/м ³	$\nu_{\text{г}} \cdot 10^6$, м ² /с	$G_{\text{т}}$, кг/с	τ , с
1	3750	3190	2,0	2,0	1	40	1,128	16,96	0,80	500
2	5000	1450	6,0	4,0	2	50	1,093	17,95	1,50	850
3	2750	2240	2,5	2,2	3	60	1,060	18,97	0,90	550
4	4750	2650	5,5	3,8	4	80	1,000	21,09	1,40	800
5	3000	1300	3,0	2,4	5	70	1,029	20,02	1,00	600
6	4500	5000	5,0	3,6	6	100	0,946	23,13	1,30	750
7	3250	1500	3,5	2,6	7	90	0,972	22,10	1,10	650
8	4250	2200	4,5	3,4	8	110	0,922	23,78	0,95	700
9	3500	2650	4,0	2,8	9	30	1,165	16,00	1,20	625
0	4000	2350	6,5	3,0	0	120	0,898	25,45	1,15	575

Приклад розрахунку апарата псевдозрідженого шару

Визначити основні розміри та гідравлічний опір апарата псевдозрідженого шару продуктивністю за твердим матеріалом $G_{\text{т}} = 1,15$ кг/с. Розмір твердих частинок кулястої форми $d = 6,5$ мм, істинна густина матеріалу частинок $\rho_{\text{т}} = 2350$ кг/м³. Об'ємна витрата зріджувального агенту $V^0 = 4000$ м³/год, температура $t = 120^\circ\text{C}$, густина $\rho_{\text{г}} = 0,898$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_{\text{г}} = 25,45 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Число псевдозрідження $K_{\text{в}} = 3$. Тривалість оброблення матеріалу в апараті $\tau = 575$ с.

Розрахунок

1. Значення критерію Архімеда для кулястих частинок твердого матеріалу

$$Ar = \frac{gd^3}{\nu_\Gamma^2} \left(\frac{\rho_\Gamma - \rho_\Gamma}{\rho_\Gamma} \right) = \frac{9,81 \cdot (6,5 \cdot 10^{-3})^3}{(25,45 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2350 - 0,898}{0,898} \right) = 1,0881 \cdot 10^7.$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку псевдозрідження

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{1,0881 \cdot 10^7}{1400 + 5,22\sqrt{1,0881 \cdot 10^7}} = 584.$$

3. Швидкість початку псевдозрідження

$$w_{кр1} = Re_{кр1} \nu_\Gamma / d = 584 \cdot 25,45 \cdot 10^{-6} / 0,0065 = 2,3 \text{ м/с}.$$

4. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку винесення частинок

$$Re_{кр2} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{1,0881 \cdot 10^7}{18 + 0,61\sqrt{1,0881 \cdot 10^7}} = 5360.$$

5. Швидкість початку винесення частинок

$$w_{кр2} = Re_{кр2} \nu_\Gamma / d = 5360 \cdot 25,45 \cdot 10^{-6} / 0,0065 = 21 \text{ м/с}.$$

6. Максимальне число псевдозрідження

$$K_{w2} = w_{кр2} / w_{кр1} = 21 / 2,3 = 9,2.$$

7. Робоча швидкість газу в апараті

$$w' = K_w w_{кр1} = 3 \cdot 2,3 = 6,9 \text{ м/с}.$$

8. Значення критерію Рейнольдса, яке відповідає робочій швидкості газу

$$Re' = w'd / \nu_\Gamma = 6,9 \cdot 0,0065 / (25,45 \cdot 10^{-6}) = 1750.$$

9. Порозність шару псевдозрідженого матеріалу

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re' + 0,36(Re')^2}{Ar} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 1750 + 0,36 \cdot 1750^2}{1,0881 \cdot 10^7} \right)^{0,21} = 0,622.$$

10. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{4000}{3600} \left(\frac{120 + 273}{273} \right) = 1,6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

11. Площа поперечного перерізу апарата

$$F' = V/w' = 1,6/6,9 = 0,23 \text{ м}^2.$$

12. Розрахунковий внутрішній діаметр апарата

$$D' = \sqrt{4F'/\pi} = \sqrt{4 \cdot 0,23/3,14} = 0,54 \text{ м.}$$

Виконавчий внутрішній діаметр $D = 0,5 \text{ м.}$

13. Дійсна швидкість газу в апараті

$$w = w'(D'/D)^2 = 6,9 \cdot (0,54/0,5)^2 = 8,05 \text{ м/с.}$$

14. Дійсне число псевдозрідження

$$K_{wd} = w/w_{кр1} = 8,05/2,3 = 3,5.$$

15. Маса твердого матеріалу в апараті

$$M_T = G_T \tau = 1,15 \cdot 575 = 661 \text{ кг.}$$

16. Об'єм шару нерухомого твердого матеріалу, м^3

$$V_0 = \frac{M_T}{\rho_T(1-\varepsilon_0)} = \frac{661}{2350 \cdot (1-0,4)} = 0,47 \text{ м}^3,$$

де $\varepsilon_0 \approx 0,4$ – порозність нерухомого шару твердих кулястих частинок.

17. Висота нерухомого шару

$$H_0 = \frac{4V_0}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,47}{3,14 \cdot 0,5^2} = 2,4 \text{ м.}$$

18. Висота псевдозрідженого шару

$$H_{ш} = H_0 \left(\frac{1-\varepsilon_0}{1-\varepsilon} \right) = 2,4 \left(\frac{1-0,4}{1-0,622} \right) = 3,81 \text{ м.}$$

19. Висота апарата $H = (1,2...1,3)H_{ш} = 1,25 \cdot 3,81 = 4,77 \text{ м.}$

20. Гідравлічний опір псевдозрідженого шару

$$\Delta p_{ш} = (1-\varepsilon_0)(\rho_T - \rho_{г})gH_0 = (1-0,4)(2350 - 0,898) \cdot 9,81 \cdot 2,4 = 33050 \text{ Па.}$$

21. Гідравлічний опір газорозподільної решітки

$$\Delta p_{рш} = \zeta_{рш} \frac{\rho_{г} w^2}{2\varphi^2} = 1,5 \frac{0,898 \cdot 8,05^2}{2 \cdot 0,03^2} = 48490 \text{ Па.}$$

де $\zeta_{рш} = 1,1...2,0$ – коефіцієнт опору газорозподільної решітки; $\varphi = 0,01...0,05$ – вільний переріз отворів газорозподільної решітки (тобто частка площі перерізу решітки, яку займають отвори).

22. Загальний гідравлічний опір апарата

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ш}} + \Delta p_{\text{рш}} = 33050 + 48490 = 81540 \text{ Па.}$$

Висновок

Основні розміри апарата псевдозріженого шару:

- площа поперечного перерізу – $0,23 \text{ м}^2$;
- внутрішній діаметр – $0,5 \text{ м}$;
- висота – $4,7 \text{ м}$.

Гідравлічний опір апарата становить $81,54 \text{ кПа}$.

2.3.2. Питання для самоконтролю

1. Наведіть галузі використання псевдозрідження твердого зернистого матеріалу. Поясніть його переваги й недоліки.
2. Які сили діють на частинку в апараті псевдозріженого шару? При якому їх співвідношенні відбувається псевдозрідження шару і винесення матеріалу?
3. Поясніть характер ідеальної та реальної кривих псевдозрідження. Чим зумовлено наявність піку на ідеальній кривій псевдозрідження?
4. Що таке порозність шару зернистого матеріалу? У чому полягає відмінність порозності шару від пористості твердого матеріалу?
5. Яким чином для даного шару зернистого матеріалу можна визначити критичні швидкості псевдозрідження?
6. Чому робоча швидкість газу в апараті псевдозріженого шару вибирається більшою за швидкість початку псевдозрідження?
7. Що таке ступінь розширення псевдозріженого шару? Чому при розрахунках апаратів використовують ступінь розширення, а не порозність псевдозріженого шару?
8. Чому гідравлічний опір псевдозріженого шару є сталою величиною?
9. Опишіть конструкції та принцип дії апаратів псевдозріженого шару. Які функції в апараті виконують решітки? Як розрахувати їх гідравлічний опір?

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНИХ НАВЧАЛЬНО-МЕТОДИЧНИХ МАТЕРІАЛІВ

Базові

1. Мікульонок І. О. Механічні та гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології : навч. посіб. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. 172 с.
2. Мікульонок І. О. Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології : підруч. Київ : НТУУ «КПІ», 2014. 340 с.
3. Мікульонок І. О. Механічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум з навчальної дисципліни [Електронний ресурс] : навч. посіб. (1 файл: 0,808 Мбайт). Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. 54 с. URL: <https://ela.kpi.ua/handle/123456789/30125>
4. Мікульонок І. О., Казак І. О. Гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум з навчальної дисципліни: навч. посіб. (1 файл: 2,346 Мбайт). Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. 73 с. URL: <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/26157>
5. Механічні, гідромеханічні та масообмінні процеси та апарати : метод. вказівки до практичних занять з курсу ПАХТ. 2-ге вид. / уклад. І. О. Мікульонок, Г. Л. Рябцев. Київ : НТУУ «КПІ», 2000. 88 с.

Допоміжні

6. Андреев С. Е., Перов В. А., Зверевич В. В. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых. Москва : Недра, 1980. 415 с.
7. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах. Физические основы и инженерные методы расчета. Ленинград : Химия, 1984. 336 с.
8. Васильцов Э. А. Ушаков В. Г. Аппараты для перемешивания жидких сред : справ. пособие. Ленинград : Машиностроение, 1979. 271 с.
9. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В 2-х кн. Москва : Химия, 1981. 812 с.
10. Гурфинкель М. А., Сорокин С. Ф., Уликовский Л. Г. Транспортные и погрузочно-разгрузочные машины в химической промышленности. Москва : Машгиз, 1960. 495 с.
11. Жужиков В. А. Фильтрование. Теория и практика разделения суспензий. Москва : Химия, 1980. 398 с.
12. Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. Ленинград : Химия, 1991. 352 с.
13. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва : Химия, 1973. 754 с.

14. Классен П. В., Гришаев И. Г., Шомин И. П. Гранулирование. Москва : Химия, 1991. 238 с.
15. Кузнецов И. Е., Шмат К. И., Кузнецов С. И. Оборудование для санитарной очистки газов : справочник. Киев : Техника, 1989. 304 с.
16. Макаров Ю. И. Аппараты для смешения сыпучих материалов. Москва : Машиностроение, 1973. 215 с.
17. Механічні, гідромеханічні й масообмінні процеси та апарати хімічної технології : метод. вказівки / уклад. І. О. Мікульонок. Київ : НТУУ «КПІ», 1999. 64 с.
18. Процеси та обладнання хімічної технології. Ч. 1: підручник / Я. М. Корнієнко, Ю. Ю. Лукач, І. О. Мікульонок та ін. Київ : НТУУ «КПІ», 2011. 300 с.
19. Процеси та обладнання хімічної технології. Ч. 2: підручник / Я. М. Корнієнко, Ю. Ю. Лукач, І. О. Мікульонок та ін. Київ : НТУУ «КПІ», 2012. 416 с.
20. Процессы и аппараты химической технологии. В 5 т. Т. 2. Механические и гидромеханические процессы / Д. А. Баранов, В. Н. Блиничев, А. В. Вязьмин и др.; под ред. А. М. Кутепова. Москва : Логос, 2002. 600 с.
21. Очистка промышленных газов от пыли / В. Н. Ужов, Л. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков, И. К. Решидов. Москва : Химия, 1981. 390 с.
22. Расчеты аппаратов кипящего слоя / под ред. И. П. Мухленова, Б. С. Сажина, В. Ф. Фролова. Ленинград : Химия, 1986. 350 с.
23. Сапожников М. Я. Механическое оборудование предприятий строительных материалов, изделий и конструкций. Москва : Высш. шк., 1971. 382 с.
24. Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности. Москва : Химия, 1977. 368 с.
25. Соколов В. И. Центрифугирование. Москва : Химия, 1976. 407 с.
26. Шилаев В. П. Основы обогащения полезных ископаемых. Москва : Недра, 1986. 296 с.
27. Шкоропад Д. Е., Новиков О. П. Центрифуги и сепараторы для химических производств. Москва : Химия, 1987. 255 с.

ПЕРЕЛІК ЗАДАЧ

Задача 1.1.	Розрахунок ступеня дроблення (подрібнення) твердого матеріалу	7
Задача 1.2.	Розрахунок середнього розміру грудок (зерен) подрібненого матеріалу	12
Задача 1.3.	Розрахунок еквівалентного діаметра грудки (зерна) твердого матеріалу правильної геометричної форми	16
Задача 1.4.	Розрахунок щоклової дробарки	21
Задача 1.5.	Розрахунок конусної дробарки крупного дроблення	27
Задача 1.6.	Розрахунок валкової дробарки	32
Задача 1.7.	Розрахунок барабанного кульового млина	37
Задача 1.8.	Розрахунок ролико-кільцевого маятникового млина	40
Задача 1.9.	Розрахунок вібраційного грохота	45
Задача 1.10.	Розрахунок барабанного грохота	49
Задача 1.11.	Розрахунок одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів	55
Задача 1.12.	Розрахунок барабанного живильника (дозатора) коміркового типу	59
Задача 1.13.	Розрахунок шнекового живильника	62
Задача 1.14.	Розрахунок транспортувальних труб	65
Задача 1.15.	Розрахунок установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу	70
Задача 2.1.	Розрахунок пилоосаджувальної камери	79
Задача 2.2.	Розрахунок гравітаційних гребкових відстійників	86
Задача 2.3.	Розрахунок циклона	94
Задача 2.4.	Розрахунок вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії	101
Задача 2.5.	Розрахунок трубчастого електрофільтра	108
Задача 2.6.	Розрахунок пластинчастого електрофільтра	117
Задача 2.7.	Розрахунок сталих фільтрування	126
Задача 2.8.	Розрахунок барабанного вакуум-фільтра	129
Задача 2.9.	Розрахунок пінного пиловловлювача	137
Задача 2.10.	Розрахунок скрубера Вентурі	145
Задача 2.11.	Розрахунок апарата з механічним перемішувальним пристроєм	152
Задача 2.12.	Вибір механічного перемішувального пристрою для перемішування суспензії	156
Задача 2.13.	Розрахунок апарата псевдозрідженого шару	161

ЗМІСТ

Вступ.....	3
1. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ	5
1.1. Визначення параметрів процесу дроблення (подрібнення)	5
1.1.1. Основні параметри процесу дроблення (подрібнення) твердих матеріалів	5
1.1.2. Розрахунок ступеня дроблення (подрібнення) твердого матеріалу	7
1.1.3. Розрахунок середнього розміру грудок (зерен) подрібненого матеріалу	12
1.1.4. Розрахунок еквівалентного діаметра грудки (зерна) твердого матеріалу правильної геометричної форми	16
1.1.5. Питання для самоконтролю	20
1.2. Дроблення і подрібнювання твердих матеріалів	21
1.2.1. Розрахунок щоклової дробарки.....	21
1.2.2. Розрахунок конусної дробарки крупного дроблення	27
1.2.3. Розрахунок валкової дробарки	32
1.2.4. Розрахунок барабанного кульового млина	37
1.2.5. Розрахунок ролико-кільцевого маятникового млина	40
1.2.6. Питання для самоконтролю	44
1.3. Грохочення сипких матеріалів	45
1.3.1. Розрахунок вібраційного грохота	45
1.3.2. Розрахунок барабанного грохота.....	49
1.3.3. Питання для самоконтролю	54
1.4. Змішування сипких матеріалів	55
1.4.1. Розрахунок одновального лопатевого змішувача безперервної дії для змішування сипких матеріалів	55
1.4.2. Питання для самоконтролю	58
1.5. Живлення й дозування сипких матеріалів	59
1.5.1. Розрахунок барабанного живильника (дозатора) коміркового типу ...	59
1.5.2. Розрахунок шнекового живильника	62
1.5.3. Питання для самоконтролю	64
1.6. Транспортування сипких матеріалів.....	65
1.6.1. Розрахунок транспортувальних труб.....	65
1.6.2. Розрахунок установки пневматичного транспорту з малим вмістом сипкого матеріалу	70
1.6.3. Питання для самоконтролю	77

2. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ	79
2.1. Розділення рідких і газових неоднорідних систем.....	79
2.1.1. Розділення осадженням під дією сили тяжіння.....	79
2.1.1.1. Розрахунок пилоосаджувальної камери.....	79
2.1.1.2. Розрахунок гравітаційних гребкових відстійників	86
2.1.2. Розділення осадженням під дією відцентрової сили.....	94
2.1.2.1. Розрахунок циклона.....	94
2.1.2.2. Розрахунок вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії.....	101
2.1.3. Розділення осадженням під дією сил електричного поля	108
2.1.3.1. Розрахунок трубчастого електрофільтра	108
2.1.3.2. Розрахунок пластинчастого електрофільтра	117
2.1.4. Розділення фільтруванням	126
2.1.4.1. Розрахунок сталих фільтрування	126
2.1.4.2. Розрахунок барабанного вакуум-фільтра.....	129
2.1.5. Розділення газових неоднорідних систем під час контакту їх з рідиною	137
2.1.5.1. Розрахунок пінного пиловловлювача.....	137
2.1.5.2. Розрахунок скрубера Вентурі	145
2.1.6. Питання для самоконтролю	150
2.2. Перемішування рідких середовищ	152
2.2.1. Розрахунок апарата з механічним перемішувальним пристроєм	152
2.2.2. Вибір механічного перемішувального пристрою для перемішування суспензії	145
2.2.3. Питання для самоконтролю	160
2.3. Псевдозрідження твердого зернистого матеріалу	161
2.3.1. Розрахунок апарата псевдозрідженого шару	161
2.3.2. Питання для самоконтролю	167
Список рекомендованих навчально-методичних матеріалів	168
Перелік задач	170

ДЛЯ НОТАТОК

[illegible]

Електронне мережне навчальне видання

Мікульонок Ігор Олегович

**МЕХАНІЧНІ ТА ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ,
АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ:
Практикум**

*для здобувачів ступеня бакалавра
за спеціальностями 131 Прикладна механіка, 133 Галузеве машинобудування*

Комп'ютерна правка та верстка – *авторські*